



FACULTAD DE CIENCIAS

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA



TRABAJO FIN DE GRADO

**DISEÑO DE UNA COLUMNA DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO DE PLATOS
PERFORADOS A ESCALA DE PLANTA PILOTO**

**AUTOR:
D. MIGUEL LOBATO SCHARFHAUSEN**

JULIO, 2016

**FACULTAD DE CIENCIAS****GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA****TRABAJO FIN DE GRADO****DISEÑO DE UNA COLUMNA DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO DE PLATOS
PERFORADOS A ESCALA DE PLANTA PILOTO****AUTOR:****D. MIGUEL LOBATO SCHARFHAUSEN****TUTOR:****D. ANDRÉS MOLERO GÓMEZ
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA****FIRMA DEL ALUMNO.**

DOCUMENTOS DEL TRABAJO FIN DE GRADO

DOCUMENTO 1. MEMORIA DESCRIPTIVA

DOCUMENTO 2. ANEXOS A LA MEMORIA

DOCUMENTO 3. PLANOS

DOCUMENTO 4. PLIEGO DE CONDICIONES

DOCUMENTO 5. PRESUPUESTO

ÍNDICE GENERAL DEL TRABAJO FIN DE GRADO

DOCUMENTO 1. MEMORIA

1. Resumen	13
2. Summary	14
3. Objeto	15
4. Alcance	16
5. Antecedentes	17
6. Normas y referencias	24
7. Definiciones y abreviaturas	28
7.1. Memoria.....	28
7.2. Anexo 1. Diseño de la columna de extracción	28
7.2.1. Diseño hidráulico	28
7.2.2. Diseño mecánico.....	30
7.3. Anexo 2 y Anexo 3. Diseño de los tanques	30
7.4. Anexo 4. Diseño del sistema de tuberías	31
7.5. Anexo 5. Diseño del sistema de impulsión	31
8. Requisitos de diseño.....	32
9. Resultados finales.....	33
9.1 Columna de extracción líquido-líquido	33
9.1.1. Introducción.....	33
9.1.2. Reglamento y código de diseños	33
9.1.3. Método de Resolución.....	33
9.1.4 Condiciones de operación	34
9.2. Tanque de mezcla de la alimentación.....	48
9.2.1. Elección del sistema de agitación	49
9.2.2. Dimensiones del agitador	50
9.3. Tanques de almacenamiento	51
9.3.1. Tanque de almacenamiento del disolvente de extracción.....	51
9.3.2. Tanque de almacenamiento del líquido extracto.....	52
9.3.3. Tanque de almacenamiento del líquido refinado	53
9.4. Sistema de tuberías.....	53
9.4.1. Introducción.....	53
9.4.2. Reglamentación	55
9.4.3. Disposición.....	55
9.4.4. Resultados finales	56

9.5. Sistemas de impulsión	57
9.5.1. Introducción.....	57
9.5.2. Parámetros de selección de bomba	57
9.5.3. Selección de bombas	57
9.6. Sistemas de control	59
9.6.1. Introducción.....	59
9.6.2. Lazos de control en el proceso	60
10. Planificación	61

DOCUMENTO 2. ANEXOS

ANEXO 1. DISEÑO DE LA COLUMNA EXTRACTIVA

A1.1. Introducción	64
A1.2. Diseño de la columna	65
A1.2.1. Alimentación de la columna	65
A1.2.2. Determinación del número de etapas.....	65
A1.2.2.1. Determinación de los datos de equilibrio	65
A1.2.2.2. Métodos de cálculo	72
A1.2.3. Balances de materia	82
A1.2.3.1 Balance de materia global	82
A1.2.3.2. Balances de materia para cada etapa	83
A1.3 Selección del disolvente	90
A1.4. Selección del tipo de columna	96
A1.5. Selección del tipo de plato	99
A1.6. Diseño hidráulico de la columna	102
A1.6.1. Fuentes de información de propiedades físico-químicas	103
A1.6.1.1. Búsqueda en publicaciones científicas.....	103
A1.6.1.1.2. Búsqueda de las propiedades en el programa Aspen Plus.....	111
A1.6.2. Capacidad de flujo	112
A1.6.2.1 Formación de las gotas.....	114
A1.6.2.2. Velocidad terminal de las gotas	120
A1.6.2.3. Capa coalescida	126
A1.6.2.4. Retención de la fase dispersa:.....	129
A1.6.2.5. Transferencia de masa	132
A1.6.2.6. Eficiencia de las etapas.....	134
A1.6.2.7. Cálculo del número de etapas reales	137
A1.6.3. Altura	137

A1.6.4. Esbeltez	138
A1.7. Diseño mecánico	138
A1.7.1. Selección del material empleado	138
A1.7.2. Determinación del espesor de la envolvente	139
A1.7.3. Determinación del espesor de los fondos	142
A1.7.4. Elección final del espesor	143
A1.7.5. Cálculo de la altura de la faldilla	144
A1.7.6. Soporte de la columna	145
A1.7.7. Altura total de la columna	147
A1.7.8. Escaleras y plataformas	148

ANEXO 2. DISEÑO DEL TANQUE DE MEZCLA

A2.1. Introducción	150
A2.2. Caracterización del fluido.....	150
A2.3. Dimensiones óptimas.....	150
A2.4. Fondos.....	151
A2.5. Espesor	152
A2.5.1. Envolvente	152
A2.5.2. Fondos	152
A2.6. Elección final del espesor	153
A2.7. Dimensiones definitivas	154
A2.8. Sistema de agitación	155
A2.8.1. Elección del sistema de agitación	155
A2.8.2. Dimensionamiento del agitador	156
A2.8.3. Cálculo de la potencia del agitador	157
A2.9. Soportes	158
A2.10. Seguridad	158

ANEXO 3. DISEÑO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

A3.1. Introducción	161
A3.2. Tanque de almacenamiento del disolvente de extracción	161
A3.2.1. Caracterización del fluido	161
A3.2.2. Dimensiones óptimas	162
A3.2.3. Fondos	163
A3.2.4. Espesor.....	164
A3.2.4.1. Envolvente.....	164
A3.2.4.2. Fondos	165

A3.2.5. Elección final del espesor	165
A3.2.6. Dimensiones definitivas.....	166
A3.2.7. Soporte	167
A3.2.8. Seguridad	167
A.3.3. Tanque de almacenamiento del líquido extracto	168
A3.3.1. Caracterización del fluido	168
A3.3.2. Dimensiones óptimas	168
A3.3.3. Fondos	169
A3.3.4. Espesor.....	170
A3.3.4.1. Envoltente.....	170
A3.3.4.2. Fondos	170
A3.3.5. Elección final del espesor	171
A3.3.6. Dimensiones definitivas.....	171
A3.3.7. Soporte	172
A3.3.8. Seguridad	172
A3.4. Tanque de almacenamiento del líquido refinado	172
A3.4.1. Caracterización del fluido.	172
A3.4.2. Dimensiones óptimas	173
A3.4.3. Fondos	174
A3.4.4. Espesor.....	175
A3.4.4.1. Envoltente.....	175
A3.4.4.2. Fondos	175
A3.4.5. Elección final del espesor	176
A3.4.6. Dimensiones definitivas.....	176
A3.4.7. Soporte	177
A3.4.8. Seguridad	177

ANEXO 4. DISEÑO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS

A4.1. Introducción	178
A4.2. Diseño de las canalizaciones	179
A4.2.1. Cálculos del tramo 1	182
A4.2.2. Cálculos del tramo 2	184
A4.2.3. Cálculos del tramo 3	185
A4.2.4. Cálculos del tramo 4	186
A4.3. Pérdidas de carga.....	187
A4.3.1. Cálculos del tramo 1	188
A4.3.2. Cálculos del tramo 2	190

A4.3.3. Cálculos del tramo 3	191
A4.3.4. Cálculos del tramo 4	192

ANEXO 5. DISEÑO DEL SISTEMA DE IMPULSIÓN

A5.1. Introducción	194
A5.2. Línea 1. Bomba de impulsión de la alimentación	194
A5.2.1. Selección del tipo de bomba	194
A5.2.2. Diseño de la línea de bombeo	195
A5.2.2.1. Carga útil de la bomba H	195
A5.2.2.2. La potencia W	196
A5.2.2.3. Altura neta de succión positiva $NSPH_d$	196
A5.2.2.4. Altura neta de succión positiva requerida $NSPH_r$	198
A5.3. Línea 2. Bomba de impulsión del disolvente de extracción	199
A5.3.1. Selección del tipo de bomba	199
A5.3.2. Diseño de la línea de bombeo	199
A5.3.2.1. Carga útil de la bomba H	199
A5.3.2.2. La potencia W	199
A5.3.2.3. Altura neta de succión positiva $NSPH_d$	200
A5.3.2.4. Altura neta de succión positiva requerida $NSPH_r$	201
A5.4. Línea 3. Bomba de impulsión del líquido extracto	201
A5.4.1. Selección del tipo de bomba	201
A5.4.2. Diseño de la línea de bombeo	201
A5.4.2.1. Carga útil de la bomba H	201
A5.4.2.2. La potencia W	202
A5.4.2.3. Altura neta de succión positiva $NSPH_d$	202
A5.4.2.4. Altura neta de succión positiva requerida $NSPH_r$	204
A5.5. Línea 4. Bomba de impulsión del líquido refinado	204
A5.5.1. Selección del tipo de bomba	204
A5.5.2. Diseño de la línea de bombeo	205
A5.5.2.1. Carga útil de la bomba H	205
A5.5.2.2. La potencia W	205
A5.5.2.3. Altura neta de succión positiva $NSPH_d$	205
A5.5.2.4. Altura neta de succión positiva requerida $NSPH_r$	206

ANEXO 6. SISTEMAS DE CONTROL

A6.1. Introducción	207
A6.2. Variables de operación	207

A6.3. Tipos de lazos de control en la planta.....	209
A6.4. Lazos de control en la planta	210
A6.4.1. Línea 1. Corriente de entrada a la columna de la alimentación	210
A6.4.2. Línea 2. Corriente de entrada a la columna del disolvente de extracción	210
A6.4.3. Línea 3. Corriente de salida de la columna del líquido extracto	211
A6.4.4. Línea 4. Corriente de salida de la columna del líquido refinado	212

ANEXO 7. SIMULADOR ASPEN PLUS

A7.1. Pasos a completar en la simulación	214
A7.2. Resultados	219

ANEXO 8. TABLAS Y FIGURAS

DOCUMENTO 3. PLANOS

P1. Columna de extracción de platos perforados.....	231
P2. Platos perforados	232
P3. Fondos de la columna de extracción.....	233
P4. Diagrama de flujo.....	234

DOCUMENTO 4. PLIEGO DE CONDICIONES

1. Definición y alcance del pliego	236
1.1. Objeto	236
1.2. Cuerpo normativo	236
1.3. Disposiciones generales	236
1.3.1. Descripción general de la obra	236
1.3.2. Obras objeto del presente Proyecto, Normativa aplicable	236
1.3.3. Obras accesorias no especificadas en el pliego	238
1.3.4. Documentos que definen las obras	238
1.3.5. Compatibilidad y relación entre los documentos.....	239
2. Condiciones de índole facultativa	239
2.1. Obligaciones y derechos del contratista	239
2.1.1. Condiciones técnicas	239
2.1.2. Personal	239
2.1.3. Responsabilidades del contratista	240
2.1.4. Presencia del contratista en la obra	240
2.1.5. Oficina en la obra.....	240

2.1.6. Obligaciones no especificadas	240
2.1.7. Desperfectos en propiedades colindantes	241
2.1.8. Seguros	241
2.1.9. Reclamaciones contra las órdenes de dirección	241
2.1.10. Despido por insubordinación, incapacidad y mala fe.....	242
2.1.11. Copia de los documentos	242
2.1.12. Maquinaria	242
2.2. Obligaciones y derechos de la Dirección Facultativa	242
2.2.1. Director de la obra.....	242
2.2.2. Interpretación de los documentos del Proyecto	243
2.2.3. Materiales de construcción	244
2.2.4. Acopios	245
2.2.5. Mala ejecución.....	246
2.2.6. Obras o instalaciones no especificadas	246
2.2.7. Suspensión de trabajos por retraso de pagos	246
2.3. Disposiciones varias	246
2.3.1. Replanteo.....	246
2.3.2. Libro de órdenes, asistencias e incidencias	247
2.3.3. Comienzo de los trabajos y plazo de ejecución	247
2.3.4. Condiciones generales de ejecución de los trabajos	248
2.3.5. Remisión de solicitud de ofertas	249
2.3.6. Obras y vicios ocultos	249
2.3.7. Trabajos defectuosos.....	250
2.3.8. Materiales no utilizables o defectuosos	250
2.3.9. Ensayos	250
2.3.10. Medios auxiliares.....	251
2.3.11. Facultades de la dirección de obras	251
2.3.12. Mejoras de obra	252
2.3.13. Accidentes de trabajo y daños a terceros	252
3. Condiciones de índole económica.....	253
3.1. Valoración de la obra	253
3.2. Composición de los precios unitarios	253
3.3. Valoración de las obras no incluidas.....	254
3.4. Valoración y abono de obras incompletas.....	255
3.5. Abono de unidades de obra ejecutadas	255
3.6. Abono de trabajos ejecutadas durante el plazo de garantía	255
3.7. Gastos de obra	256

3.8. Sanciones por retraso de obras	256
3.9. Liquidaciones parciales y su carácter provisional	256
3.10. Liquidación general	256
3.11. Pagos	257
3.12. Indemnización por retraso de los trabajos	257
3.13. Indemnización por daños de causa mayor al contratista	257
4. Condiciones de índole legal.....	258
4.1. Recepción de las obras.....	258
4.1.1. Normativa general de aplicación	258
4.1.2. Adjudicación	258
4.1.3. El contrato	258
4.1.4. Garantía	258
4.1.5. Fianza	259
4.2. Responsabilidad del contratista.....	260
4.3. Disposiciones varias	261
4.3.1. Autorizaciones y licencias	261
4.3.2. Causas de rescisión del contrato	261
4.3.3. Arbitrajes y jurisdicción	262
5. Condiciones de índole general	263
5.1. Pruebas y puesta en marcha.....	263
5.2. Control de calidad	263
5.3. Condiciones para los materiales	264
5.3.1. Condiciones generales para los materiales	264
5.3.2. Materiales no especificados	264
5.4. Condiciones generales para los equipos.....	265
5.5. Especificaciones particulares de los equipos	265

DOCUMENTO 5. PRESUPUESTO

1. Alcance	268
2. Método de cálculo.....	268
3. Equipos principales.....	269
4. Coste de los equipos principales	269
4.1. Coste de la columna de extracción	269
4.1.1. Coste de la torre sin platos	269
4.1.2. Coste de los platos.....	272
4.1.3. Coste total de la columna	273
4.2. Coste del tanque de mezcla	273

4.3. Coste de los tanques de almacenamiento	274
5. Coste asociados a los equipos principales.....	276
5.1 Coste asociado a la columna de extracción	276
5.2 Coste asociado a el tanque de mezcla de la alimentación	277
5.3 Coste asociado a el tanque de almacenamiento del disolvente de extracción	277
5.4 Coste asociado a el tanque de almacenamiento del líquido extracto	277
5.5 Coste asociado a el tanque de almacenamiento del líquido refinado.....	278
6. Coste de los equipos auxiliares	278
6.1. Bombas	278
7. Costes asociados a los equipos auxiliares	281
8. Coste final.....	282

DOCUMENTO 1

MEMORIA

1. Resumen

La extracción líquido-líquido es un proceso para separar componentes en solución por su distribución entre dos fases líquidas inmiscibles, y junto a la destilación es la operación básica más importante en la separación de mezclas homogéneas líquidas.

La extracción en fase líquida se efectúa en el laboratorio o la planta piloto como una de las manipulaciones normales del ingeniero químico dedicado a síntesis orgánica, análisis de rutina y recolección de datos de equilibrio.

Con el presente trabajo se quiere proponer un equipo extractor a escala de planta piloto similar al que se usa en una planta de tamaño comercial, para la enseñanza en la Planta Piloto de la Facultad de Ciencias de la Universidad de Cádiz.

A pesar de la aplicación cada vez mayor de la extracción líquida debido a su gran adaptabilidad y la gran cantidad de investigaciones realizadas, es todavía una operación unitaria relativamente incipiente. Es característico de estas operaciones que el tipo del equipo cambie rápidamente; por eso con frecuencia se proponen nuevos diseños que sirven solo para unas cuantas aplicaciones y que son reemplazados por otros.

En este trabajo se va a diseñar un modelo de equipo extractor antiguo y estudiado en profundidad en numerosas investigaciones. El equipo que se diseña es una columna de extracción de platos perforados para la recuperación del ácido acético contenido en una solución acuosa.

En el tipo más antiguo, las placas eran similares a tabiques colocados para flujo de lado a lado en una torre, salvo que los tabiques estaban perforados. En diseños más modernos se ha procurado algunas configuraciones más positivas para el paso del líquido continuo de un plato a otro.

El sistema de equilibrio líquido-líquido que regirá el comportamiento de las fases que circulan en el interior de la columna ha sido seleccionado por ser un modelo representativo de un proceso de extracción típico en la industria, y cuya separación por extracción alcanza menores costes con respecto a su separación por destilación.

2. Summary

The liquid-liquid extraction is a process for separating dissolved components by distribution between two immiscible liquid phases, and with distillation is the most important in the separation of homogeneous liquid mixtures basic operation.

Liquid-liquid extraction is performed in a laboratory or a pilot plant as one of the most common processes for those Chemical Engineers specialized in organic synthesis, routine analysis and equilibrium data collection.

This project proposes an extraction equipment at a pilot plant scale, which is similar to that used in a commercial-size plant, for the purpose of teaching in the Pilot Plant of the School of Science of the University of Cádiz.

Despite the growing applications of liquid extraction, derived from its great adaptability and developed investigation on the topic, it is still a relatively emerging basic operation. One of the key characteristics of these operations is that the type of equipment changes rapidly; therefore, designs are only applicable in some contexts and are rapidly replaced by others.

This project constitutes the design of an extraction equipment model which has been thoroughly studied in abundant research. The designed equipment is a column of sieve tray plates for the recovery of the acetic acid contained in an aqueous stream.

In the oldest type, the plates were similar to partitions positioned for flow side by side in a tower, except that the partitions were drilled. In more modern designs it has sought some more positive for the continuous passage of liquid from one plate to the other configurations.

This liquid-liquid system has been selected due to its representativity of a real industrial-scale extraction process which is preferred over distillation as it implies smaller costs.

3. Objeto

En la actualidad, no existe ningún equipo para el estudio de la extracción líquido-líquido fuera del laboratorio integrado de química en la Facultad de Ciencias de la Universidad de Cádiz. Se tiene conocimiento de que a fecha de hoy solo existen métodos de estudios muy básicos a partir de procesos de mezcla y sedimentación en aparatos de vidrio. En este trabajo se pretende diseñar una columna a escala de planta piloto que ofrezca al alumno una visión más real de la extracción líquido-líquido a escala industrial.

El objeto del presente TFG es el diseño de una etapa del proceso de recuperación o extracción del ácido acético de una corriente de ácido acético disuelto a baja concentración en agua, concretamente de la unidad de extracción o columna de extracción líquido-líquido, quedando fuera del alcance de este trabajo las operaciones de recuperación del disolvente.

4. Alcance

En el presente TFG se va a diseñar la columna de separación nombrada anteriormente, dentro de las instalaciones que dispone la Facultad de Ciencias de la Universidad de Cádiz para el uso, manipulación y estudio de los equipos de proceso básicos de la asignatura de Ingeniería Química.

Además de la propia torre, se van a diseñar los equipos auxiliares necesarios para el correcto funcionamiento de la torre de extracción que son:

- Depósitos de almacenamiento y mezcla
- Sistema de tuberías
- Sistemas de impulsión
- Sistemas de control

5. Antecedentes

La planta piloto es una pieza fundamental en el desarrollo de nuevas tecnologías pues al realizar estudios en ella se generan nuevos conocimientos y criterios técnicos que permiten dar pasos hacia delante en la optimización, control, alcance, seguridad, rentabilidad de procesos, equipos y energías productivas.

Pero el escalamiento a planta piloto de un proceso químico industrial como este no solo tiene interés desde el punto de vista técnico, sino que cumple con otras funciones como es la pedagógica, y en este caso la enseñanza en la Ingeniería Química.

Por lo tanto, las plantas pilotos son un elemento muy importante tanto en la formación de ingenieros como en el escalamiento de equipo o procesos, pues son fuente de información y generación de conocimiento, además de que permiten la realización de análisis económicos más asertivos para la toma de decisiones en cuanto a la seguridad en inversiones.

Se han realizado proyectos similares al del presente TFG con anterioridad en escuelas profesionales de ingeniería química. Se conocen proyectos como el realizado por Fabrizio Valer Gómez, en el cual se hace un diseño y análisis de la columna de platos perforados para la separación del sistema queroseno-agua-ácido benzoico, aunque resulta ser un equipo con ciertas desventajas y algunas deficiencias en su diseño.

Desde principios de los cuarenta, han existido extensas investigaciones sobre el comportamiento hidrodinámico y comportamiento de transferencia de masa característicos en platos perforados de columnas de extracción líquido-líquido. Algunos de estos estudios están recogidos por la literatura en la siguiente tabla:

Tabla 1.1. Investigaciones referentes al comportamiento hidrodinámico y de transferencia de masa de platos perforados en columnas de ELL

Number	V_D (mm s ⁻¹)	System	ρ_C (kg m ⁻³)	ρ_D (kg m ⁻³)	μ_C (mPa s)	μ_D (mPa s)	σ (mN m ⁻¹)
21	0.08–0.42	Toluene–acetone–H ₂ O	998	861	0.89	0.58	25
22	3.4–14.1	Toluene–acetone–H ₂ O	998	861	0.89	0.58	25
23	3.4–14.1	Toluene–acetone–H ₂ O	861	998	0.58	0.89	25
24	2.9–18.2	MIBK–acetic acid–H ₂ O	998	865	0.80	2.34	8
25	2.9–18.2	MIBK–acetic acid–H ₂ O	865	998	2.34	0.80	8
26	2.7–6.5	Acetone–Clairsol-350–H ₂ O	998	783	0.80	1.8	18–35.5
27	–	Hexane–acetone–H ₂ O	998	667	–	–	3.5–36
28	–	Hexane–acetone–H ₂ O	667	998	–	–	3.5–36
29	–	Toluene–acetone–H ₂ O	998	861	0.89	0.58	34
30	–	Toluene–acetone–H ₂ O	861	998	0.58	0.89	34

Autores como J.A Rocha, J.L. Humphrey y J.R Fair estudiaron la eficiencia de transferencia en columnas de extracción de platos perforados a escala de planta piloto para el mismo sistema de estudio del presente TFG, en 1986 [10]

Además, existe un gran número de estudios relacionados con el estudio de este tipo de columnas, que van desde el estudio de la formación de las gotas hasta la influencia que tiene en la eficiencia del proceso, el tamaño de las perforaciones de los platos, el espaciado entre platos o la tensión interfacial del sistema líquido-líquido [10], [11], [15].

En cuanto a la competencia con otras operaciones de transferencia de masa los costos relativos son importantes. La destilación y la evaporación son métodos directos de separación; los productos obtenidos están formados básicamente de sustancias puras. Por otra parte, la extracción líquida produce nuevas soluciones, que a su vez deben separarse, frecuentemente por destilación o evaporación.

De manera que un proceso de extracción requiere normalmente de tres fases, que son:

1. Extracción líquido-líquido
2. Recuperación del disolvente
3. Separación del disolvente en el refinado

Luego, la extracción líquido-líquido es más práctica fundamentalmente cuando la destilación es impracticable o se tienen que asumir demasiados costes.

El proceso estudiado en el presente TFG (recuperación del ácido acético en agua) es un ejemplo de proceso de extracción líquido-líquido eficaz desde el punto de vista de costos. En la *Tabla 1.2* se comparan los costes para la recuperación del ácido acético a partir de los procesos típicos de destilación azeotrópica y un proceso de extracción, incluida la recuperación y separación del disolvente por destilación azeotrópica (*Figura 1.1*).

Tabla 1.2. Comparación de costes en distintos procesos para la recuperación del ácido acético

	Plant capital (45,000 tons p.a.) £m	Steam usage lb/lb acetic acid	Operating costs £1/ton acetic acid
Azeotropic distillation	0.5	6	4-5
Solvent extraction plus azeotropic distillation	0.2-0.25	1.2-2.5	2-2.5

Se observa que los costes de capital de la planta, de la razón de corrientes y de operación son menores en el caso de la extracción.

Resultaría difícil separar por destilación el ácido acético de una disolución acuosa, en cambio puede separarse con relativa facilidad mediante la extracción con un disolvente adecuado y la destilación posterior del extracto.

En particular, para las soluciones más diluidas, en las que el agua debe evaporarse por destilación, la extracción es más económica especialmente porque el calor que hay que aportar para la evaporación de los disolventes orgánicos es sustancialmente menor que el del agua.

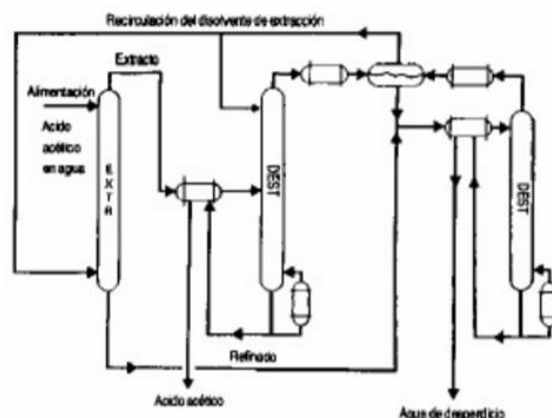


Figura 1.1. Proceso de extracción y destilación para el ácido acético

Las sustancias que participan en el proceso son:

I. *Agua:*

El agua (H_2O) es un compuesto químico inorgánico formado por dos átomos de hidrógeno (H) y uno de oxígeno (O). Esta molécula es esencial en la vida de los seres vivos, al servir de medio para el metabolismo de las biomoléculas y se encuentra en la naturaleza en sus tres estados y fue clave para su formación. Hay que distinguir entre el agua potable y el agua pura, pues la primera es una mezcla que también contiene sales en solución; es por esto que en laboratorio y en otros ámbitos se usa agua destilada.

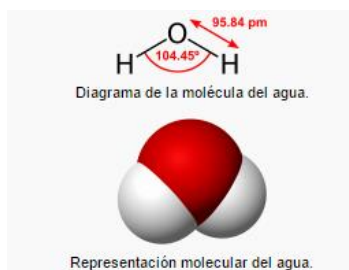


Figura 1.2. Molécula de agua

II. *Ácido acético:*

El ácido acético, ácido metilcarboxílico o ácido etanoico, se puede encontrar en forma de ion acetato. Éste es un ácido que se encuentra en el vinagre, siendo el principal responsable de su sabor y olor agrios. Su fórmula es CH_3COOH y es corrosivo, por tanto, debe ser manejado con cuidado apropiado.



Figura 1.2. Molécula de ácido acético

El ácido acético concentrado se enciende con dificultad en el laboratorio. Hay riesgo de inflamabilidad si la temperatura ambiente excede los 39 °C (102 °F), y puede formar mezclas explosivas con el aire sobre esta temperatura (límite de explosividad: 5,4 %-16 %).

Los peligros de las soluciones de ácido acético dependen de su concentración. La siguiente tabla lista la clasificación UE de soluciones de ácido acético:

Tabla 1.3. Clasificación UE de soluciones de ácido acético

Concentración por masa (%)	Molaridad (mol/L)	Clasificación
10–25	1,67–4,16	Irritante (Xi)
25–90	4,16–14,99	Corrosivo (C)
>90	>14,99	Corrosivo (C)

III. Metilisobutilcetona:

La metil isobutil cetona, también conocida como MIBK, es un líquido incoloro que tiene una fórmula molecular de $C_6H_{12}O$. Se obtienen millones de kilogramos a partir de acetona mediante tres reacciones: una condensación aldólica, para dar un alcohol diacetona; una deshidratación, para dar un óxido de mesitilo y por último una reacción con hidrógeno para dar MIBK:

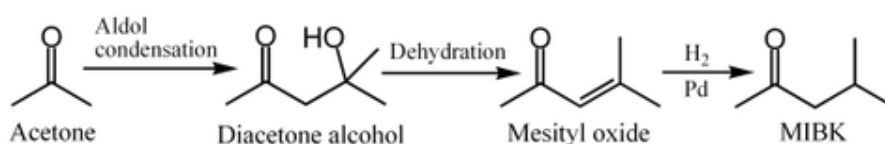


Figura 1.3. Reacciones de formación de la MIBK a partir de acetona

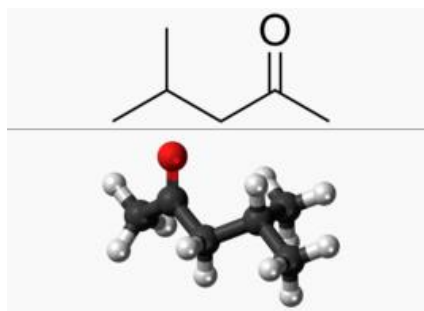


Figura 1.4. Molécula de MIBK

A diferencia de otros disolventes cetónicos comunes, la MIBK tiene muy baja solubilidad en agua, por lo que es útil para la extracción líquido-líquido. Tiene una polaridad similar a acetato de etilo, pero una mayor estabilidad frente a ácidos acuosos y las bases.

Diseño de una Columna de Extracción Líquido-Líquido de Platos Perforados a Escala de Planta Piloto Curso 2015/2016

En cuanto a la peligrosidad, su punto de inflamación está en 290K (17°C), y su temperatura de autoignición en 732K (459°C), por lo que se trata de un líquido no muy inflamable, siendo difícil alcanzar la temperatura para que arda espontáneamente.

En cuanto a la planta, estará localizada en la Planta Piloto de la que dispone la Facultad de Ciencias del Campus Universitario de Puerto Real, para el estudio de los equipos de procesos básicos de la Ingeniería Química. Dicha facultad está emplazada en la Real. Avda. República Saharaui s/n, 11510 en el término municipal de Puerto Real (Cádiz). La planta está situada en el interior del edificio (*Figura 1.5*) y cumple con todas las medidas de seguridad con las que debe contar una planta de estas características (*Figura 1.6*)

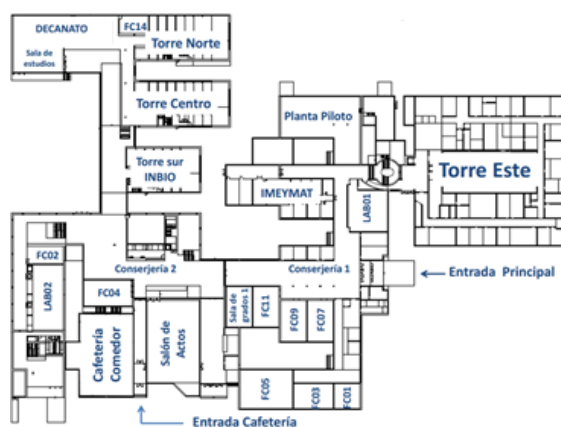


Figura 1.5. Plano de distribución general de la Facultad de Ciencias de la UCA

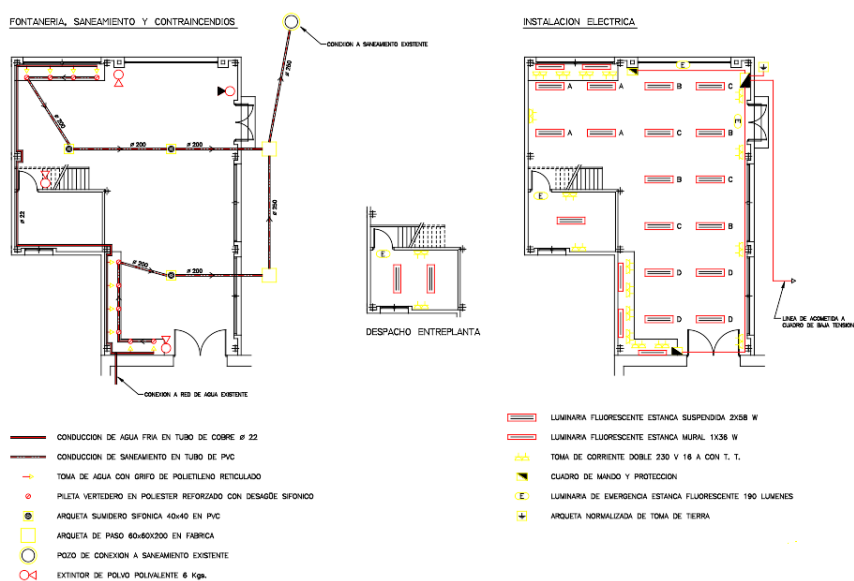


Figura 1.6. Medidas de seguridad tomadas en la Planta Piloto de la Facultad de Ciencias

En cuanto a sus dimensiones, son suficientes para la instalación del equipo principal y auxiliar diseñado en el presente TFG. En las siguientes figuras se muestra la altura y el largo de la planta piloto en cuestión (Figura 1.7 y Figura 1.8) La escala es 1:100, luego haciendo un cálculo sencillo obtenemos la altura del edificio en el punto más bajo del recinto y el largo de la planta.

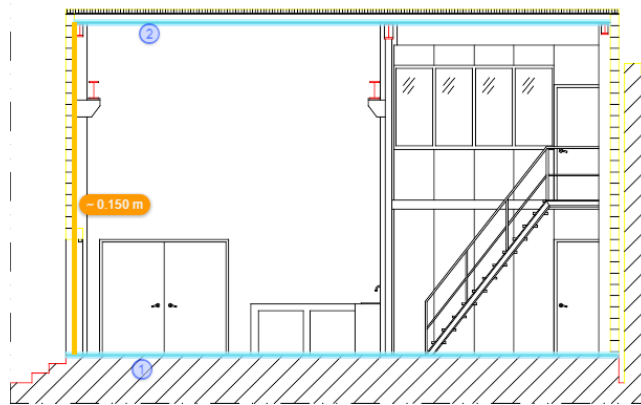


Figura 1.7. Altura del punto más bajo en la Planta Piloto de la Facultad de Ciencias

$$h = 15 \text{ m}$$

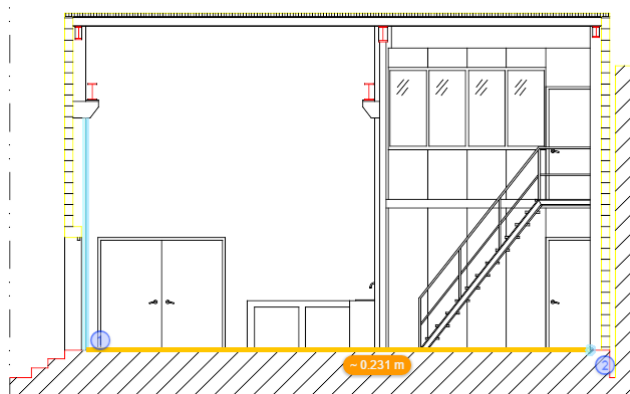


Figura 1.8. Largo de la Planta Piloto de la Facultad de Ciencias

$$L = 23,1 \text{ m}$$

6. Normas y referencias

En el presente TFG, para el diseño de los equipos e instalaciones se ha seguido la siguiente normativa:

- UNE-ISO 157001:2014, "Criterios generales para la elaboración formal de los documentos que constituyen un proyecto técnico".
- UNE-ISO 690:2013, "Información y documentación. Directrices para la redacción de referencias bibliográficas y de citas de recursos de información".
- UNE-EN ISO 5455. Escalas recomendadas en los planos.
- UNE 1035 e ISO 7200. Dimensiones del cajetín en los planos.
- Código ASME sección VIII, División I. Boiler and Pressure Vessel Code (2004).
- Código ASME B31.3. Process Piping (2003).
- Normas ANSI, American National Standards Institute.
- Normas ISO, International Organization for Standardization.

Adicionalmente, se ha seguido la siguiente legislación:

- Real Decreto 614/2001, de 8 de junio, sobre disposiciones mínimas para la protección de la seguridad y salud de los trabajadores frente al riesgo eléctrico.
- Real Decreto de 842/2002, de 2 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento electrotécnico para baja tensión.
- Reglamento (CE) 1907/2006 del Parlamento Europeo y el Consejo, de 18 de diciembre, relativo al registro, la evaluación, la autorización y la restricción de las sustancias y preparados químicos (REACH).
- Real Decreto 374/2001, de 6 de abril, sobre la protección de la salud y seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con los agentes químicos durante el trabajo.
- Real Decreto 1124/2000, de 16 de Junio, por el que se modifica el Real Decreto 665/1992, de 12 de Mayo, sobre la protección de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición a agentes cancerígenos durante el trabajo (B.O.E. núm. 145 de 17 de Junio de 2000).
- Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales.
- Real Decreto 1299/2006, de 10 de noviembre, por el que se aprueba el cuadro de enfermedades profesionales en el sistema de la Seguridad Social y se establecen criterios para su notificación y registro. BOE núm. 302 de 19 de diciembre.
- Real Decreto 2060/2008, de 12 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de equipos a presión y sus instrucciones técnicas complementarias

- Real Decreto 379/2001, de 6 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de almacenamiento de productos químicos y sus instrucciones técnicas complementarias MIE-APQ-1, MIE-APQ-2, MIE-APQ-3, MIE-APQ-4, MIE-APQ-5, MIE-APQ-6 y MIE-APQ-7
- Real Decreto 842/2013, de 31 de octubre, por el que se aprueba la clasificación de los productos de construcción y de los elementos constructivos en función de sus propiedades de reacción y de resistencia frente al fuego.
- Real Decreto 1942/1993, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de instalaciones de protección contra incendios.

En este TFG se ha consultado y seguido las siguientes referencias:

✓ *Bibliografía*

- [1] Sinnott, R. and Towler, G. (2012). *Diseño en ingeniería química*. Barcelona [etc.]: Reverté.
- [2] Coulson, J., Backhurst, J., Harker, J., Richardson, J. and Peacock, D. (1979). *Ingeniería química*. Barcelona: Reverté.
- [3] Treybal, R. (1980). *Operaciones de transferencia de materia*. New York: McGraw-Hill.
- [4] Treybal, R. (1963). *Liquid extraction*. New York: McGraw-Hill.
- [5] McCabe, W., Smith, J., Harriott, P., Lanto Arriola, M., Collí Serrano, M. and Osorio Mirón, A. (2002). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. México: McGraw-Hill.
- [6] Moss, D. (2004). *Pressure vessel design manual*. Amsterdam: Gulf Professional Pub.
- [7] Ng, K. and Walas, S. (2001). *Chemical process equipment*. Boston [u.a.]: Butterworths-Heinemann.
- [8] Perry, R., Green, D. and Maloney, J. (2001). *Manual del ingeniero químico*. Madrid: McGraw-Hill.
- [9] William D. Baasel, Preliminary Chemical Engineering Plant Design, Elsevier

✓ *Publicaciones*

- [10] J. Antonio Rocha, Jimmy L. Humphrey, and James R. Fair. Mass Transfer Efficiency of Sieve Tray Extractors (1986)
- [11] Preliminary Design of Sieve Tray Extraction Columns. 2. Determination of the Column Height. Overall Efficiency of Sieve Tray Extractors (1989)

- [12] Liquid-Liquid Equilibria and Interfacial Tensions of the System Acetic Acid-WaterMethyl Isobutyl Ketone, Shinichiro Gondo, Hideo Jose, Koichiro Kusunoki (Kyushu Univ.) and Kunihiya Yutani Tokuyama Soda Co., Ltd.) Kagaku Kogaku, 37, 849-851 (1973)
- [13] Measurement of Diffusivity, Viscosity, Density and Refractivity of Eight Binary Liquid Mixtures, W.-M. Melzer, W. Baldauf and H. Knapp (1989)
- [14] Liquid-Liquid Equilibria for Ternary Mixtures of (Water + Carboxylic Acid+ MIBK), Experimental, Simulation, and Optimization. D. Laiadi, A. Hasseine, and A. Merzougui (2013)
- [15] Flow dynamics in perforated plate liquid extraction columns. R.S. Ettouney, M.A. El-Rifai (2012)
- [16] Byrne, F., Jin, S., Paggiola, G., Petchey, T., Clark, J., Farmer, T., Hunt, A., Robert McElroy, C. and Sherwood, J. (2016). Tools and techniques for solvent selection: green solvent selection guides. *Sustain Chem Process*.
- [17] Amelio, A., Genduso, G., Vreysen, S., Luis, P. and Van der Bruggen, B. (2014). Guidelines based on life cycle assessment for solvent selection during the process design and evaluation of treatment alternatives. *Green Chem.*, 16(6), pp.3045-3063.

✓ *Webgrafía*

- <http://ciencias.uca.es/>. (2016). *Generalidades y Normativa Proyectos Fin de Carrera*. [online] Available at: -
http://ciencias.uca.es/titulaciones/en_extincion/IQ1314/proyectos/APFC2_html [Accessed 2 May 2016].
- <https://0-www.aenor.es.diana.uca.es>. (2016). *AENORMás. Buscador*. [online] Available at: -
https://www.aenor.es.diana.uca.es/aenor/suscripciones/personal/pagina_per_buscador.asp#.V3fe_WiLTiU [Accessed 17 Jun. 2016].
- <http://www.insht.es/>. (2016). *Fichas FISQ*. [online] Available at: -
<http://www.insht.es/portal/site/Insht/menuitem.a82abc159115c8090128ca10060961ca/?vgnextoid=4458908b51593110VgnVCM100000dc0ca8c0RCRD> [Accessed 4 Feb. 2016].
- <http://www.icis.com/>. (2016). *Indicative Chemical Prices A-Z*. [online] Available at: -
<http://www.icis.com/chemicals/channel-info-chemicals-a-z/> [Accessed 14 Jun. 2016].
- Ine.es. (2016). *Productos y Servicios / Publicaciones / Productos y Servicios / El IPC en un clic*. [online] Available at:

<http://www.ine.es/ss/Satellite?L=0&c=Page&cid=1254735893337&p=1254735893337&page name=ProductosYServicios%2FPYSLayout> [Accessed 5 Jun. 2016].

- Ciencias.uca.es. (2016). *Seguridad* — *Universidad de Cádiz*. [online] Available at: <http://ciencias.uca.es/conocenos/seguridad> [Accessed 23 Jun. 2016].
- Ciencias.uca.es. (2016). *Infraestructuras* — *Universidad de Cádiz*. [online] Available at: <http://ciencias.uca.es/conocenos/infraestructuras> [Accessed 2 Jul. 2016].
- Es.wikipedia.org. (2016). *Ácido acético*. [online] Available at: https://es.wikipedia.org/wiki/%C3%81cido_ac%C3%A9tico [Accessed 2 Jul. 2016].
- Es.wikipedia.org. (2016). *Molécula de agua*. [online] Available at: https://es.wikipedia.org/wiki/Mol%C3%A9cula_de_agua [Accessed 2 Jul. 2016].
- Es.wikipedia.org. (2016). *Bomba hidráulica*. [online] Available at: https://es.wikipedia.org/wiki/Bomba_hidr%C3%A1ulica [Accessed 5 Jul. 2016].
- José Alberto Ordóñez Arias, M. (2016). *Medidores de flujo* - Monografias.com. [online] Monografias.com. Available at: <http://www.monografias.com/trabajos31/medidores-flujo/medidores-flujo.shtml> [Accessed 5 Jul. 2016].

✓ Los *programas* utilizados durante la realización del TFG han sido los siguientes:

- *Microsoft Word 2016*: Utilizado en la redacción del presente TFG.
- *Microsoft Excel 2016*: Utilizado para los cálculos realizados en los anexos de cálculo, donde se requiere un seguimiento y mejora de los resultados obtenidos.
- *Microsoft Project 2016*: Utilizado en la planificación de las tareas del Proyecto.
- *Microsoft Visio 2016*: Utilizado para la realización de los diagramas representativos de los sistemas de tubería, impulsión y sistemas de control.
- *Aspen Plus v8.8*: Utilizado en la simulación del proceso de extracción, y estimación de propiedades requeridas para los cálculos de diseño.
- *Autocad*: Utilizado en la realización de los planos de las partes fundamentales del equipo de extracción.
- *ProSimTernaryDiagram*: Utilizado en la representación gráfica de los datos de equilibrio del Sistema

7. Definiciones y abreviaturas

7.1. Memoria

- TFG: Trabajo Fin de Grado
- UCA: Universidad de Cádiz
- MIBK: Metilisobutilcetona

7.2. Anexo 1. Diseño de la columna extractiva

7.2.1. Diseño hidráulico

- A : disolvente de alimentación
- A_a : área activa de la torre dedicada a las perforaciones
- A_d : área de la sección transversal de los vertederos
- A_n : área de la sección transversal neta de la torre
- A_p : superficie de las gotas
- A_r : superficie de ascensión de las gotas entre los platos
- A_t : área de la sección transversal de la torre
- B : soluto
- b : constante, adimensional
- D : difusividad
- d_j : diámetro del chorro
- d_o : diámetro de orificio
- d_p : diámetro de la gota
- $d_{p,trans}$: diámetro de la gota en el tamaño de transición
- d_R : diámetro del orificio de restricción
- E : caudal másico de la solución de extracto
- E' : caudal másico del disolvente de extracción solo, en el extracto
- E_{MD} : eficiencia de Murphree
- E_o : eficiencia global de la etapa
- e_p : espesor del plato
- F : caudal másico de la alimentación
- F' : caudal másico de la corriente de disolvente solo, en la alimentación
- g : aceleración de la gravedad
- g_c : factor de conversión
- h : profundidad del líquido disperso coalescido que se acumula sobre el plato
- h_c : profundidad del líquido disperso que se acumula sobre el plato debido al flujo del líquido continuo
- h_D : profundidad del líquido disperso que se acumula sobre el plato debido al flujo del líquido disperso
- h_o : frente que se requiere para tener flujo a través de un orificio
- h_R : frente que se requiere para tener flujo a través de la restricción de los vertederos
- H_t : altura de la unidad de transferencia
- k_L : coeficiente de transferencia de masa
- K_L : coeficiente global de transferencia de masa
- K : esbeltez
- m : coeficiente de distribución en el equilibrio
- m_{CD} : coeficiente de distribución en el equilibrio
- M : mezcla M
- N_o : número de perforaciones

- N_p : número de etapas ideales
- N_t : número de unidades de transferencia
- P : potencia
- p' : pitch
- q : flujo volumétrico
- R : caudal másico del refinado
- R' : caudal másico de la corriente del disolvente solo alimentado, en el refinado
- Re : número de Reynolds para la gota
- S : caudal másico del disolvente de extracción
- S' : caudal másico del disolvente de extracción, solo
- T : diámetro de la torre
- U : grupo adimensional
- V : velocidad superficial
- V_a : velocidad del líquido de los vertederos
- V_n : velocidad basada en A_n
- V_o : velocidad a través del orificio o perforación
- $V_{o,max}$: velocidad a través de la perforación que lleva el área interfacial específica máxima
- V_R : velocidad basada en un área restringida
- V_S : velocidad de deslizamiento
- V_t : velocidad terminal de sedimentación
- We : número de Weber de la gota
- w : concentración másica del soluto
- x : concentración del soluto en la fase de refinado
- y : concentración del soluto en la fase de extracto
- X : peso del soluto/peso de disolvente alimentado en la fase de alimentación (refinado)
- Y : peso del soluto/peso de disolvente de extracción en el extracto
- Z : espaciamiento entre los platos
- δ : factor de amplitud
- $\Delta\rho$: diferencia de densidad
- θ_f : tiempo para la formación de la gota
- μ : viscosidad
- ε : factor de eficacia
- ρ : densidad
- ϕ : fracción de volumen
- σ : tensión interfacial
- ω : frecuencia de oscilación

Subíndices

- C : fase continua
- D : fase dispersa
- n : etapa n
- f : formación
- o : orificio
- s : etapa s
- 1: agua
- 2: MIBK
- 3: ácido acético

7.2.2. Diseño mecánico

- t_{circ} : espesor debido a la tensión circunferencial
- t_{ong} : espesor debido a la tensión longitudinal
- t_f : espesor de los fondos
- t_e : espesor debido a la presión interna
- C : coeficiente de desgaste a la corrosión
- E : coeficiente de soldadura
- h : altura de la cúpula
- L : radio mayor
- P_d : presión de diseño
- T_d : temperatura de diseño
- R : radio de la columna
- V : volumen del fondo
- r : radio menor
- σ : tensión admisible

Subíndices

- t : total

7.3. Anexo 2 y Anexo 3. Diseño de los tanques

- Q_v : caudal volumétrico
- V : volumen
- V_{min} : volumen mínimo
- t_{min} : tiempo de referencia
- t_{circ} : espesor debido a la tensión circunferencial
- t_{long} : espesor debido a la tensión longitudinal
- t_f : espesor de los fondos
- t_e : espesor debido a la presión interna
- C : coeficiente de desgaste a la corrosión
- E : coeficiente de soldadura
- h : altura de la cúpula
- L : radio mayor
- P_d : presión de diseño
- T_d : temperatura de diseño
- D_o : diámetro del tanque
- V : volumen del fondo
- r : radio menor
- σ : tensión admisible
- P : potencia del agitador
- N_p : número de potencia
- N : velocidad de agitación
- Re : Número de Reynolds

Subíndices

- t : total

7.4. Anexo 4. Diseño del sistema de tuberías

- D_i : diámetro interior
- D_{io} : diámetro interior estimado
- D_{on} : diámetro exterior nominal
- D_n : diámetro nominal
- D_{it} : diámetro interior comercial
- h_{total} : caída de presión total
- h_f : pérdidas de carga en tramo recto
- $h_{f,acc}$: pérdidas de carga en los accesorios
- f : factor de fricción
- L : longitud del tramo
- v : velocidad del fluido real
- v_s : velocidad supuesta del fluido
- ε/D : rugosidad relativa
- t : espesor de la tubería
- $t_{estandar}$: espesor comercial

7.5. Anexo 5. Diseño del sistema de impulsión

- H : carga útil de la bomba
- W : potencia de la bomba
- $NPSH_d$: altura neta de succión positiva
- $NPSH_r$: altura neta de succión positiva requerida
- P : presión
- v : velocidad
- z : altura

Subíndices

- 1: entrada a la bomba
- 2: salida a la bomba
- a : punto de aspiración
- e : punto de entrada de la bomba
- V : vapor

8. Requisitos de diseño

Además de la necesidad de cumplir todos los requisitos impuestos por la normativa vigente, en este Trabajo Fin de Grado se va a cumplir la siguiente especificación:

En la corriente final de colas, el refinado tendrá una composición en ácido acético por debajo del 1%. Esto es imprescindible para que la separación de la mezcla líquida que forma la alimentación, sea notable y puedan conseguirse buenos resultados extractivos.

En general, por razones de costo de instalación y funcionamiento, de ordinario se desea un aparato pequeño como pueda ser para proporcionar los datos deseados o para procurar cantidades útiles de productos en un tiempo razonable. No obstante, como los procedimientos de ampliación de escala están incompletamente desarrollados, los extractores no habrán de ser demasiado pequeños.

En particular, si el objetivo es establecer los rasgos característicos de operación del equipo y del proyecto, como eficacia de etapa, alturas de etapa teórica o unidades de transferencia y capacidad de flujo, es necesario usar un diseño de extractor similar al que ha de usarse a gran escala.

Los materiales de construcción han de ser los mismos que se usarán a gran escala. Esto es conveniente para estudiar la corrosión, pero también es muy necesario en relación con los rasgos característicos de funcionamiento del equipo.

La facilidad con la cual un líquido acuoso o un líquido orgánico moja el material de construcción puede tener mucha influencia sobre factores tan importantes como formación de gotas, determinación de cuál será la fase que se mantendrá en dispersión y retención de la fase dispersa, cuyos factores influyen de manera importante en las velocidades de extracción.

9. Resultados finales

9.1 Columna de extracción líquido-líquido

Los cálculos realizados para el desarrollo de este apartado se encuentran en los anexos de esta memoria. Para introducir el desarrollo de este apartado correspondiente a la columna de extracción se va a hacer una introducción al proceso de extracción.

9.1.1. Introducción

La extracción líquido-líquido es un proceso para separar componentes en solución por su distribución entre dos fases líquidas inmiscibles, y junto a la destilación es la operación básica más importante en la separación de mezclas homogéneas líquidas.

La extracción con flujo en contracorriente es un esquema de una posible serie de extracciones simples, en el que el disolvente entra en la etapa de extracción más extrema y alejada al de la corriente de alimentación, y las dos fases circulan a contracorriente entre sí. El objetivo es la transferencia de uno o más componentes de la solución de alimentación al extracto.

Cuando se utiliza una serie de etapas de contacto, en cada una de ellas las fases se mezclan con las gotículas de una fase suspendidas en la otra, pero dichas fases son separadas antes de salir de cada una de las etapas. En las torres de platos perforados el líquido ligero fluye por las perforaciones de cada plato, y de ese modo se dispersa en gotas que se elevan por la fase continua. Por su parte, el líquido continuo fluye horizontalmente por cada plato y pasa al plato inferior descendiendo en el interior de la columna.

9.1.2. Reglamento y código de diseños

El código de diseño que se va a seguir en este TFG es el ASME (American Society of Mechanical Engineers Boiler and Pressure Vessels Code), en concreto la sección VII relativas a recipientes de presión (División 1), que establece las normas de diseño.

9.1.3. Método de Resolución

Como base de datos para el diseño de la columna de ELL se ha utilizado el simulador de procesos Aspen Plus v8.8 y se han realizado algunos cálculos a partir de datos bibliográficos para la estimación de algunas propiedades.

Todos los pasos para la simulación de la columna de ELL se recogen en el *Anexo 7* de la presente memoria.

9.1.4 Condiciones de operación

9.1.4.1 Presión

La presión se va a considerar constante para todas las etapas de la columna, ya que solo existirán variaciones en la parte superior de la columna, por encima del primer plato, lo cual no afectará de manera significativa al equilibrio líquido-líquido. Esta presión es de 1 *atm* (101325 *Pa*)

9.1.4.2 Temperatura

Al igual que la presión, la temperatura se mantendrá constante para todas las etapas de la columna ya que tanto la alimentación como el disolvente de extracción entran a la misma temperatura, 25°C. El proceso es adiabático, ya que durante el proceso de extracción no existe reacción por lo que solo existirá transferencia de materia que no genera cambios de temperaturas.

Las corrientes de salida saldrán por lo tanto a la misma temperatura que las corrientes de entrada y del proceso, esto es 25°C.

9.1.5. Condición de alimentación

La alimentación estará formada por una mezcla líquida de agua (70% en peso) y ácido acético (30% en peso) que se introduce a la columna por la parte superior. Se fija la entrada de la alimentación por la parte superior de la columna porque según la bibliografía se consiguen mejores resultados si se introduce el líquido más denso y con menor caudal por arriba.

La corriente de disolvente, será una corriente de MİK puro (100% en peso), que se introduce por la parte inferior de la columna, ya que tiene el mayor caudal y la menor densidad. Esto favorecerá el contacto entre los dos líquidos y por lo tanto la transferencia de materia, consiguiéndose mejores resultados y velocidades de extracción.

La fuerza que gobernará el contacto entre las fases será la fuerza de gravedad, y el flujo a contracorriente se dará en virtud de una diferencia de densidades.

9.1.6. Especificaciones

En la columna debe cumplirse que en la corriente de refinado de colas se obtenga un producto de refinado por debajo del 1% en ácido acético.

9.1.7. Cálculo del número de etapas teóricas

El número de etapas teóricas se ha obtenido a partir de la resolución de dos métodos diferentes.

El primer método consiste en el cálculo del número de etapas a partir del método gráfico del triángulo rectángulo de fases. La resolución del diagrama nos da como resultados las composiciones en fracciones másicas en las que las dos fases líquidas (extracto y refinado) se encuentran en equilibrio y el número de etapas que son necesarias para alcanzar el valor mínimo posible de composición en ácido acético del producto refinado.

Las composiciones de agua, ácido acético y metil-isobutil-cetona para las corrientes de extracto y refinado durante las distintas etapas se recogen en la siguiente tabla:

Tabla 1.4. Composiciones de los componentes del sistema en las corrientes de extracto y refinado para cada una de las etapas de equilibrio

% masa ácido acético				% masa agua				% masa MIBK			
y_1	0,122	x_1	0,149	y_1	0,063	x_1	0,794	y_1	0,816	x_1	0,057
y_2	0,051	x_2	0,075	y_2	0,033	x_2	0,889	y_2	0,916	x_2	0,036
y_3	0,022	x_3	0,036	y_3	0,024	x_3	0,935	y_3	0,954	x_3	0,029
y_4	0,009	x_4	0,016	y_4	0,020	x_4	0,958	y_4	0,971	x_4	0,025
y_5	0,003	x_5	0,006	y_5	0,018	x_5	0,970	y_5	0,979	x_5	0,024

Si de la tabla anterior extraemos las composiciones de ácido acético de las corrientes de refinado para cada etapa, podemos observar que para la etapa 5, se obtiene un valor de la composición por debajo del 1 %.

Tabla 1.5. Composición de ácido acético en la corriente de refinado para cada etapa de equilibrio

Etapa	Composición del ácido acético (% masa)
1	0,149
2	0,075
3	0,036
4	0,016
5	0,006

Por lo que se obtienen 5 etapas teóricas para cumplir con las especificaciones fijadas.

El segundo método es un método abreviado de cálculo, donde se aplica un concepto similar al adoptado en el cálculo escalonado de McCabe-Thiele para el cálculo en las operaciones de destilación, donde se supone que las velocidades de flujo molar son constantes en el vapor y el líquido. En el caso de la extracción líquido-líquido, se supone una velocidad de flujo constante para el disolvente de extracción a su paso por el extractor, por lo tanto, las concentraciones del soluto estarán dadas por la razón en peso del soluto respecto al disolvente de alimentación X y la razón en peso del soluto respecto al disolvente de extracción Y.

Para el caso de estudio se realizan los cálculos pertinentes, tratando el sistema de extracción como disolventes parcialmente miscibles con una baja concentración de soluto en el extracto.

El resultado es el mismo que se obtuvo en el método anterior, luego, harán falta 5 etapas teóricas para cumplir con las especificaciones fijadas.

9.1.8. Balances de materia

Antes de realizar el diseño de la columna, se deben conocer los flujos másicos y composiciones de las corrientes que entran y salen de cada etapa de equilibrio teórica. Para su cálculo, suponemos que la columna trabaja de forma discontinua y las corrientes de entrada y salida de cada plato están en equilibrio.

Tras realizar los balances de materia global y particular para cada etapa obtenemos los siguientes resultados.

Se muestra una tabla que recoge los caudales másicos de cada corriente que entran y salen de la columna (*Tabla 1.6*)

Tabla 1.6. Caudales para las corrientes de entrada y salida de la columna de extracción

<i>Caudal kg/h</i>	<i>Alimentación (F)</i>	<i>Disolvente (S)</i>	<i>Refinado (R)</i>	<i>Extracto (E)</i>
	2000	4000	1137,93	4862,07

En la siguiente tabla se recogen las composiciones másicas de soluto de las corrientes que entran y salen de la columna.

Tabla 1.7. Composición de los componentes del sistema para las corrientes de entrada y salida de la columna de extracción

<i>Composición</i>	<i>Alimentación (F)</i>	<i>Disolvente (S)</i>	<i>Refinado (R)</i>	<i>Extracto (E)</i>
Agua	0,700	0,000	0,063	0,970
Ácido acético	0,300	0,000	0,122	0,006
MIBK	0,000	1,000	0,816	0,024

Por último, se presentan en una única sola tabla todos los flujos másicos y composiciones en ácido acético de las corrientes de extracto y refinado para cada etapa.

Tabla 1.8. Caudales de las corrientes de extracto en cada etapa de equilibrio

	<i>Caudal (kg/h)</i>	<i>Composición del ácido</i>
E_1	4862,07	0,122
E_2	4421,18	0,051
E_3	4178,92	0,022
E_4	4068,97	0,009
E_5	4047,75	0,003

Tabla 1.9. Caudales de las corrientes de refinado en cada etapa de equilibrio

	<i>Caudal (kg/h)</i>	<i>Composición del ácido</i>
R_1	1559,11	0,149
R_2	1316,85	0,075
R_3	1206,90	0,036
R_4	1185,68	0,016
R_5	1137,93	0,006

El cálculo detallado y los resultados para las composiciones del resto de componentes (agua y MIBK) en las corrientes de extracto y refinado aparecen en el apartado 1.2.3. *del Anexo 1* de la presente memoria.

9.1.10. Selección del disolvente

Para el proceso de recuperación del ácido acético de la alimentación se ha decidido utilizar metil-isobutil-cetona como disolvente por las razones que se explican a continuación.

La selectividad del disolvente siempre toma valores mayores de 1, lo cual es satisfactorio para que haya una buena separación del sistema líquido-líquido. Además, por lo general para concentraciones bajas del soluto, como es el caso de estudio, se consiguen factores más elevados de separación relativa.

El coeficiente de distribución debe ser notablemente mayor o menor que 1 para que se pueda utilizar una baja cantidad de disolvente de extracción respecto a la alimentación. Para el caso que se estudia toma valores de 0,64 para las concentraciones de soluto más bajas, lo cual es satisfactorio. En la siguiente tabla se comparan valores de coeficientes de distribución (razones de partición) medios para distintos disolventes de extracción posibles para la recuperación del ácido acético.

La MIBK toma valores más bajos respecto de otros disolventes, esto permitirá que para una misma cantidad de disolvente la extracción ocupe más tiempo, pudiéndose llegar a alcanzar un número de etapas teóricas mínimo representativas que ejemplifiquen bien el proceso de extracción a lo largo de varias etapas de equilibrio, que es lo que se busca en diseños de este tipo, a escala de planta piloto.

Tabla 1.10. Tabla comparativa de los coeficientes de distribución medios para distintos tipos de disolventes para recuperar ácido acético de una solución acuosa a 25°C

Name		Average distribution coefficient	Density	Enthalpy of vaporisation	Boiling point	Azeotrope	
		kg / kg	kg / m ³	kJ / kg	°C	Water Wt %	T °C
Ethyl acetate C ₄ H ₈ O ₂	EtAc	0,84	900	395	76,7	8,47	70,4
Isopropyl acetate , C ₅ H ₁₀ O ₂	iPrAc	0,55	877	361	88,6	10,50	76,5
n-Propyl acetate , C ₅ H ₁₀ O ₂	nPrAc	0,50	891	336	101,6	13,20	82,2
Methylpropyl ketone, 2-pentanone, C ₅ H ₁₀ O MPK		0,97	810	384	102,3	19,50	83,3
Methylisobutylketon, 4-Methyl-2-Pentanone, C ₆ H ₁₂ O	MIBK	0,50	810	488	115,9	24,30	87,9
Methyl-tert.-butyl ether , C ₅ H ₁₂ O	MTBE	0,75	740	322	55	4	52,6

La recuperabilidad del disolvente de extracción es buena, ya que la volatilidad relativa toma valores entre 1 y 1,2.

En cuanto a la peligrosidad, su punto de inflamación está en 298 K (18°C), y su temperatura de autoignición en 732K (459°C), por lo que se trata de un líquido no muy inflamable, siendo difícil alcanzar la temperatura para que arda espontáneamente.

El líquido orgánico tiene una viscosidad, presión de vapor y punto de congelamiento bajos, lo cual facilita el manejo y almacenamiento del mismo.

A diferencia de otros disolventes cetónicos comunes, la MIBK tiene muy baja solubilidad en agua, por lo que es útil para la extracción líquido-líquido.

La diferencia de densidades entre las dos fases líquidas es suficiente para que haya una buena velocidad de flujo a contracorriente, así como una buena velocidad de coalescencia.

Si se tienen en cuenta factores medioambientales como la sostenibilidad y el ciclo de vida, la capacidad de recuperar o reciclar el disolvente, el impacto sobre el medio ambiente, su toxicidad y los riesgos que acompañan su uso para la metil-isobutil-cetona solo existe impacto negativo en cuanto a su sostenibilidad dado a que su ciclo de vida tiene un impacto negativo sobre el medio ambiente. Esto no debe ser un problema a las cantidades con las que se van a trabajar en el proceso de diseño, y en caso de acumulación, se puede recuperar por destilación o se puede tratar como una fuente potencial de biomasa [17].

En cuanto a su coste, es algo más caro que otros disolventes como el acetato de n-propilo o el acetato de etilo, pero en este caso, a pesar de su coste mayor se considera oportuno utilizar MIBK debido a que cumple satisfactoriamente con el resto de factores.

9.1.11. Selección del tipo de columna

En general, los equipos de extracción líquido-líquido se pueden clasificar en las siguientes categorías siguiendo un orden en base a la complejidad creciente en la construcción de sus interiores. Existen muchos tipos, pero lo más frecuentemente empleados son:

1. Extractores que funcionan por gravedad
 - a. Torres de aspersión o de rociada
 - b. Torres empaquetadas
 - c. Torres de platos perforados
2. Extractores con agitación
 - a. Torres con agitadores giratorios
 - b. Torres pulsantes

A continuación, se hace una breve descripción de cada tipo:

- *Torres de aspersión o de rociada (Figura 1.10.a).* Son simplemente extractores por gravedad que consisten en torres vacías donde se introducen y retiran los líquidos por los extremos. La interfase puede llevarse a cualquier nivel de la columna, (parte superior del distribuidor, debajo del fondo del distribuidor, o en su mitad) dependiendo del lugar donde se alcance el mayor rendimiento.

Su mayor desventaja es la retromezcla axial, lo que hace difícil que se logre el equivalente a más de una o dos etapas teóricas o unidades de transferencia en un lado de la interfase. Por todas estas razones, estos equipos no son de uso frecuente en las aplicaciones de las extracciones.

- *Torres empaquetadas (Figura 1.10.b).* Es igual que la torre de aspersión o rociada, pero está relleno con piezas especiales para reducir la circulación vertical de la fase continua. El relleno reduce el espacio libre disponible para el flujo, pero también reduce en forma significativa la altura requerida para la transferencia de masa, pero se obtiene muy poco beneficio para una altura de relleno de más de 3 m y se recomienda la redistribución de la fase dispersa cada 1.5 a 3 m para generar nuevas gotículas. Desde esta perspectiva, el empaquetamiento permite un

mayor espaciamiento entre los platos perforados que para una torre de platos perforados convencional.

- *Torre de platos perforados (Figura 1.10.c)* El líquido ligero fluye por las perforaciones de cada plato y el líquido continuo fluye horizontalmente por cada plato y pasa al plato inferior por el tubo descendente. Los platos eliminan totalmente la recirculación vertical de la fase continua, que es una característica de las torres de rociada. Además, las velocidades de extracción se ven incrementadas por la coalescencia repetida y la redispersión en gotículas de la fase dispersa.
- *Dispositivos de gravedad mecánicamente agitados.* Particularmente en sistemas de gran tensión interfacial, y con una usual pequeña diferencia de densidad entre las fases, la energía disponible desde el flujo a contracorriente bajo la fuerza de gravedad no es suficiente para dispersar un líquido en otro y establecer los niveles de turbulencia que se precisan para la transferencia de materia rápida. A través de dispositivos mecánicos se aplica una energía que favorece la transferencia de materia.
 - *Columnas de discos giratorios.* La torre está dividida en compartimentos mediante desviadores horizontales y dentro de cada compartimento se proporciona agitación mediante un disco horizontal giratorio, situado en posición central
 - *Columnas de pulsación.* Son extractores en los cuales se aplica un movimiento rápido de vaivén de poca amplitud al contenido líquido. Se ha descubierto que la agitación producida por ese modo hace mejorar la velocidad de extracción

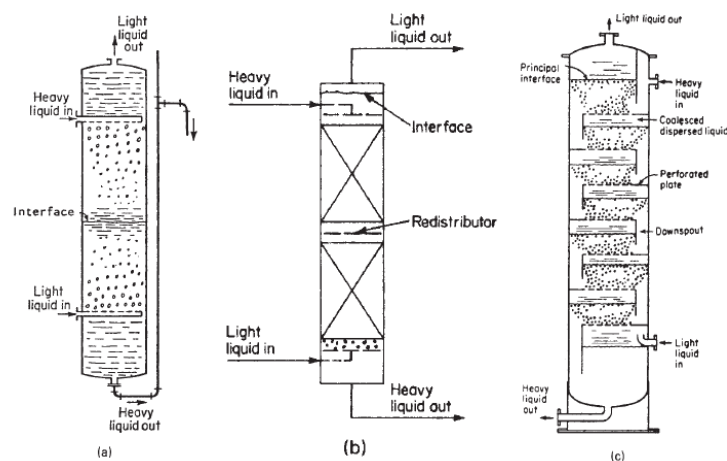


Figura 1.10. Columnas que funcionan por gravedad. a) Columna de aspersión o rociada; b) Columna de empaquetamiento; c) Columna de platos perforados.

Para la selección del tipo de columna se tienen en cuenta las siguientes condiciones:

- ✓ No es necesario un tiempo de contacto mínimo entre las fases ya que la separación de fases es sencilla, el sistema es químicamente estable para las condiciones de diseño con las que se va a operar.
- ✓ Se requieren pocas etapas (5 etapas teóricas)
- ✓ Existen restricciones de espacio por el área disponible, y la altura de la planta en la cual se va a instalar el equipo principal y los auxiliares.
- ✓ No se necesita un equipo de gran coste, ni de altos rendimientos.

Además, la fuerza que gobernará el contacto entre las fases será la fuerza de gravedad, el flujo a contracorriente se dará en virtud de una diferencia de densidades y el sistema tiene una tensión interfacial baja que no requiere de agitación para una buena dispersión y una buena eficiencia.

Luego, para el diseño a escala de planta piloto de un equipo de extracción que sea capaz de recuperar el ácido acético de una corriente acuosa en cinco etapas teóricas se va a seleccionar una columna de platos perforados.

9.1.12. Selección del tipo de plato

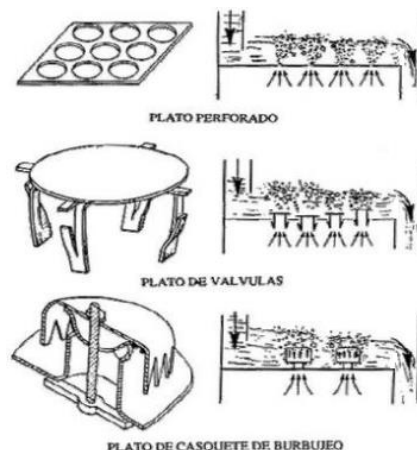


Figura 1.11. Tipos de platos para columnas

- *Platos tamiz (platos perforados)*: Es el tipo de plato de circulación cruzada más sencillo. La fase dispersa asciende a través de las perforaciones del plato y la fase continua es retenida en el

plato gracias a la circulación del vapor. No existe un cierre hermético positivo entre las dos fases y la fase continua llorará a través de los orificios para caudales bajos.

- *Platos de campana o casquete de borboteo*: Su principal característica es el uso de las bandas (tuberías pequeñas por donde la fase dispersa asciende), que asegura que se mantenga un nivel de líquido en el plato para cualquier caudal de la fase dispersa.
- *Platos de válvula*: Dentro de este grupo existen dos clases de válvulas esenciales, que son las válvulas sencillas (platos de campana flotante) y válvulas fijas. Los primeros son esencialmente son platos tamiz pero con agujeros de gran diámetro cubiertos por tapas móviles, que se elevan cuando el caudal de la fase dispersa aumenta. Los segundos son similares a platos tamiz pero los agujeros están parcialmente perforados, para que el agujero permanezca parcialmente cubierto.

La selección del plato más adecuado para el diseño se realiza en el *apartado 1.5. del Anexo 1* de la memoria. Se ha elegido platos perforados para el diseño hidráulico de la columna porque, en definitiva, según la bibliografía, los platos de válvulas, borboteadores y las placas perforadas verticales no han resultado tan satisfactorios como los platos perforados horizontales para este tipo de columnas.

9.1.13. Diseño hidráulico de la columna

9.1.13.1. Diámetro de la torre

Se calcula a partir del área total del plato por la expresión que define su área geométrica, la de un círculo y su valor es de 0,4778 *m*.

9.1.13.2. Espaciamiento entre platos

Se estima a partir del valor del diámetro de los platos y haciendo caso de los datos aportados por la bibliografía para columnas de platos perforados de diámetros similares. Su valor es de 0,3 *m*.

9.1.13.3. Longitud de los vertederos

La longitud de los vertederos al igual que el espaciamiento entre platos se ha definido a partir de la información que se aporta en la bibliografía para platos similares y su valor es de 0,2 *m*.

9.1.13.4. Áreas del plato

El número de perforaciones resultantes es el cociente del área de todas las perforaciones del plato y el área de una sola perforación y su valor es 474.

9.1.13.4.1. Área de las perforaciones

Se puede calcular como el cociente del caudal de la fase dispersa y la velocidad máxima de las gotas de la fase dispersa para la cual se forma el chorro y su valor es de 0,0134 m .

9.1.13.4.2. Área activa

Se puede calcular a partir de una expresión dada en las tablas que relaciona el área de las perforaciones, el diámetro de los orificios y la distancia entre ellos (pitch). Su valor es de 0,0230 m^2 .

9.1.13.4.3. Área del vertedero

Se puede calcular el área de vertedero como el cociente del caudal de la fase continua que desciende a través de la columna y su velocidad. Su valor es de 0,0230 m^2 .

9.1.13.4.4. Área total

Se puede calcular a partir de una expresión dada en las tablas que relaciona el valor del área activa con el del área total dependiendo del diámetro de la torre y su valor es de 0,1792 m^2 .

9.1.13.4.5. Área neta

Se puede calcular como la diferencia del área total y el área de vertedero y su valor es de 0,1563 m^2 .

9.1.13.4.6. Área libre

Se puede calcular como la diferencia del área neta y el área activa. Su valor es de 0,0510 m^2 .

9.1.13.4.7. Área del orificio de restricción

Se puede calcular como el cociente del caudal de la fase continua que baja a través del vertedero y la velocidad del fluido en el agujero de restricción. Su valor es de 0,0022 m^2 .

Las dimensiones de los platos se encuentran resumidas en la siguiente tabla y se han calculado en el *Anexo 1* de la presente memoria.

Tabla 1.11. Dimensiones del plato diseñado

<i>Número de orificios (N_o)</i>	474
<i>Área de las perforaciones (A_o)</i>	0,0134 m
<i>Espesor del plato (e_p)</i>	0,0019 m
<i>Área total (A_t)</i>	0,1792 m ²
<i>Área activa (A_a)</i>	0,1052 m ²
<i>Área neta (A_n)</i>	0,1563 m ²
<i>Área de vertedero (A_d)</i>	0,0230 m ²
<i>Área libre (A_l)</i>	0,0510 m ²
<i>Área del orificio de restricción (A_R)</i>	0,0022 m ²
<i>Diámetro (T)</i>	0,4778 m
<i>Espaciamiento entre platos (z)</i>	0,3 m
<i>Longitud de los vertederos</i>	0,2 m

Las dimensiones del plato han sido calculadas de forma que se asegura que no se produzcan fenómenos negativos en el funcionamiento hidráulico de la columna, es decir la velocidad con la que asciende la fase dispersa es suficiente para que no se produzca lloriqueo y no tan elevada como para que se produzca un fenómeno de arrastre.

De igual forma con las dimensiones calculadas, se asegura que la velocidad del líquido continuo no es tan elevada como para producir inundación del plato.

9.1.13.5. Eficacia de los platos

Teniendo la columna un diámetro mayor de 0,24 m y el sistema una baja tensión interfacial, se ha utilizado la ecuación propuesta en los estudios realizados por J.A Rocha [10] para este mismo sistema, obteniéndose un valor de eficacia global de la columna del 32%

9.1.13.6 Número de etapas reales

Por definición la eficiencia total de etapa en un sistema de extracción por etapas es el número de etapas teóricas dividido entre el número de etapas reales, multiplicado por 100.

De esta relación obtenemos el número de etapas reales, que aproximando serán 16.

9.1.13.7. Altura

La altura de la columna será la suma de las diferentes partes que la forman. Es decir, la envolvente y los fondos. En una primera aproximación se supone una distancia plato-fondo inferior H_{f-inf} al plato-fondo superior H_{f-sup} de 10 cm.

La altura de la envolvente se calcula como el espaciamiento entre platos por el número de plato más el espesor de los platos por el número de platos, obteniéndose una altura total aproximada de 4,85 m.

9.1.13.8. Esbeltez

La esbeltez se define como el cociente de la altura de la columna y el diámetro de la misma, obteniéndose un valor de 10,15 m.

9.1.14. Diseño mecánico de la columna

9.1.14.1. Reglamentación y códigos de construcción

El diseño mecánico de la columna se realiza según las instrucciones del código ASME, (American Society of Mechanical Engineers Boiler and Pressure Vessels Code), en concreto la sección VII relativas a recipientes de presión (División 1).

9.1.14.2. Material de la columna

En el apartado 1.7.1. del Anexo 1 de esta memoria, se hace un estudio de selección del material más idóneo para el diseño mecánico de la columna. El material seleccionado será el acero inoxidable 304 por su buena resistencia a la corrosión y por ser el metal seleccionado en proyectos similares de estudio de columnas de platos perforados con líquidos orgánicos dispersos.

9.1.14.3. Envolvente

Se realiza un estudio para conocer el espesor óptimo de la envolvente que resista las tensiones de presión interna, es decir las tensiones circunferenciales y longitudinales de la columna. No se tienen en cuenta las tensiones por carga de viento o sísmicas porque no van a aparecer donde se va a instalar la planta.

En la siguiente tabla, se especifica cada una de las tensiones y espesores de la envolvente.

Tabla 1.12. Parámetros de espesor calculados en la envolvente

<i>Espesores</i>	<i>Valor (in)</i>
Tensión circunferencial, t_{circ}	0,0232
Tensión longitudinal t_{long}	0,0116
Espesor definitivo t_e	0,0232

9.1.14.4. Fondos

A baja presión atmosférica, podría ser adecuado el uso de placas planas para el cierre de la columna, pero se va a utilizar un cierre de tipo torisférico porque son los más comúnmente utilizados para el diseño de este tipo de columnas, y se pretende que el diseño a escala de planta piloto sea lo más representativo posible de una columna del mismo tipo a escala industrial.

Para las condiciones de la columna, resulta más apropiado el uso de cierres torisféricos de tipo Korbogen para los fondos superior e inferior, ya que la esbeltez es superior a 10.

Tanto la columna como los fondos tendrán el mismo espesor, luego, se ha elegido un espesor definitivo común para ambas partes, que es el espesor correspondiente por norma al código ASME-VII.I, 3,52 mm.

Luego, ya podemos conocer el diámetro total de la columna, que será la suma del diámetro de los platos más el espesor de esta, y da un valor total de 0,49 m.

9.1.14.5. Faldilla

La faldilla es una placa cilíndrica que sirve de unión entre los fondos y la carcasa, y por ella será donde se realice la soldadura. Sirve para evitar que la soldadura se realice por la línea de tangencia, ya que es la zona más débil de toda la columna, debido a que soporta grandes tensiones axiales.

El cálculo de la altura de la faldilla queda recogido en el *apartado 1.7.5. del Anexo 1* de la presente memoria, tomando un valor de 0,025 metros.

9.1.14.6. Soporte de la columna

Debido a que la esbeltez de la columna es mayor de 5 m, se requiere un soporte de falda como el de la *Figura 1.12*, con aberturas para el acceso manual y ventilación. Además, tendrá un codo de 90°

y una tubería horizontal de prolongación exterior de la falda terminada en brida. Las dimensiones de la falda se presentan en el *apartado 1.7.6.* del *Anexo 1* de la presente memoria.

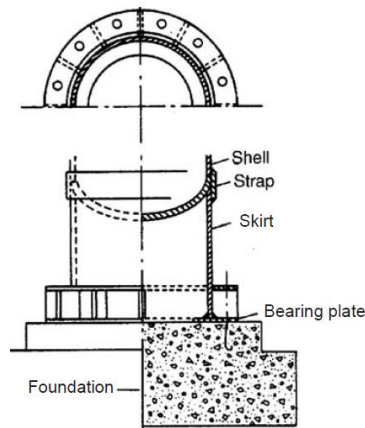


Figura 1.12. Soporte de falda para columnas verticales

9.1.14.7. Altura total de la columna

Para el cálculo de la altura total de la columna, se tienen en cuenta las alturas del soporte, la envolvente, los fondos, las faldillas que unen los fondos con la carcasa, y una altura adicional de 0,3 m por encima del primer plato, obteniéndose una altura de 5,68 m.

9.1.14.8. Escaleras y plataformas

Con respecto al soporte de los platos y su configuración para el mantenimiento, se ha decidido montar los platos apilados en dos grupos de 8 platos cada uno, mediante barras espaciadoras hexagonales, y separar la columna en tres partes unidas por bridas de forma que su montaje y desmontaje facilite la limpieza de los platos. Las bridas se encontrarán a una altura de la torre de 1,64, 2,84 y 4,05 m desde el suelo.

Paralelamente a la columna, existirá una escalera lateral con una plataforma de descanso a una distancia del suelo de 3 m, permitiendo un mejor acceso a las tuberías de salida para la recogida de muestras, que se encontrarán a una altura de la torre de 3,50 y 4,70 m, correspondiente a las etapas de equilibrio 10 y 14. Estas plataformas estarán aseguradas con barrera de seguridad.

9.2. Tanque de mezcla de la alimentación

En este tanque se prepara la disolución acuosa de ácido acético, que formará la fase continua y alimentación de la columna.

Este tanque tiene forma cilíndrica y un eje sobre el que se instala un sistema de agitación. El tiempo de vaciado del fluido dentro del tanque será de 1 hora.

El material que se va a emplear para la construcción del tanque de mezcla es el acero inoxidable, ya que es resistente a la corrosión que puede provocar el ácido acético en el material.

Teniendo en cuenta el caudal de salida del tanque, el tiempo de espera del fluido y que el tanque debe tener un volumen de seguridad de un 10% mayor al máximo alcanzado, se obtiene un volumen óptimo de $2,26 \text{ m}^3$, sin incluir los fondos.

El espesor del tanque será, al igual que en el caso de la columna, el mínimo exigido por el código ASME para el acero inoxidable, debido a que el espesor calculado para soportar las tensiones que actúan en el equipo son menores a ese valor, esto es $3,75 \text{ mm}$

Si se suma todo, el espesor y el volumen de los fondos, se obtiene que el tanque de mezcla tiene una altura total de $2,149 \text{ m}$, un diámetro de $1,3475 \text{ m}$ y un volumen total de $2,74 \text{ m}^3$.

Los resultados de los cálculos realizados se pueden resumir en la siguiente tabla.

Tabla 1.13. Resultados para el dimensionamiento del tanque de mezcla

<i>Volumen de la envolvente (V)</i>	$2,26 \text{ m}^3$
<i>Altura de la envolvente (h)</i>	$1,61 \text{ m}$
<i>Tensión circunferencial (t_{circ})</i>	$5,67 \cdot 10^{-4} \text{ m}$
<i>Tensión longitudinal (t_{long})</i>	$2,38 \cdot 10^{-4} \text{ m}$
<i>Espesor de fondos (t_f)</i>	$4,37 \cdot 10^{-4} \text{ m}$
<i>Espesor definitivo (t_e)</i>	$3,75 \cdot 10^{-3} \text{ m}$
<i>Diámetro (D_o)</i>	$1,3475 \text{ m}$
<i>Altura total (h_T)</i>	$2,149 \text{ m}$
<i>Volumen total (V_T)</i>	$2,74 \text{ m}^3$
<i>Dimensiones soporte</i>	$80 \times 80 \times 10 \text{ cm}$

9.2.1. Elección del sistema de agitación

Existen tres tipos de agitadores básicos comúnmente usados en estos dispositivos:

- *Agitadores de paletas o palas planas:* es una hoja plana sujeta a un eje rotatorio que empuja el líquido en dirección radial y tangencial, casi sin movimiento vertical al agitador.

Suelen moverse a una velocidad de entre 20 y 150 rpm. Son de construcción relativamente sencilla y son esencialmente útiles para operaciones de simple mezcla, como la disolución de productos sólidos.

Su mayor inconveniente es que puede producir remolinos con gran velocidad de giro, pero con poco efecto de mezcla, por lo que sería aconsejable la colocación de deflectores que rompieran este, incrementando consecuentemente el coste.

- *Agitadores de turbina:* constituidos por un componente impulsor con más de cuatro hojas montadas sobre el mismo elemento y fijas a un eje rotatorio. Se caracterizan por su eficacia al trabajar con fluido de un amplio rango de velocidades. También puede dar lugar a vórtices que requieren el uso de placas deflectoras.
- *Agitadores de hélice:* poseen elementos impulsores de hojas cortas que giran a una elevada velocidad de más de 500 rpm. Impulsa el fluido en dirección radial, longitudinal y rotatoria, aunque esta última no siempre afecta a la mezcla.

El estudio de selección del sistema de agitación se realiza en el *apartado 2.8.1 del Anexo 2* de la presente memoria. Para la viscosidad de la mezcla del tanque se va a usar un agitador de turbina de cuatro hojas sencillas montadas en disco. Se van a instalar en el equipo cuatro placas deflectoras para evitar la formación de los vórtices que afectan negativamente a la mezcla de la disolución.

9.2.2. Dimensiones del agitador

Tras la realización de los cálculos en el *apartado 2.8.2. del Anexo 2* de la presente memoria, se han obtenido las siguientes dimensiones para el agitador.

Tabla 1.14. Dimensiones del agitador

Número de palas	4
Diámetro del impulsor $D(m)$	0,4492
Altura desde el fondo hasta el agitador, $C(m)$	0,4492
Altura desde el rodete a la altura máx. del líquido, $S(m)$	0,8983
Altura de las palas del impulsor, $W(m)$	0,0898
Espesor de los deflectores, $W_b(m)$	0,1123

9.2.3. Potencia del agitador

La potencia del agitador se calcula a partir de las dimensiones del agitador y del tanque, y se obtiene un valor de 145,68 W. Los cálculos se realizan en el *apartado 2.8.3.* del *Anexo 2* de la presente memoria.

9.3. Tanques de almacenamiento

Se diseñan los tanques de almacenamiento que almacenan el disolvente de extracción que entra a la columna y los productos de extracto y refinado finales. Estos últimos, serán tanques integrados en la unidad del proceso, cuya carga estará limitada a la necesaria para la continuidad del proceso.

El material que se va a emplear para la construcción de todos ellos es el acero inoxidable, ya que es resistente a la corrosión que puede provocar el ácido acético en el material.

Para obtener las dimensiones óptimas del recipiente será necesario llevar a cabo un procedimiento recogido en el “Manual de recipientes a presión” por el que se estima la relación entre altura y diámetro más conveniente.

El resto de los cálculos son exactamente iguales a los realizados para el tanque de mezcla. Los cálculos están recogidos en el apartado 3 del *Anexo 2* de la presente memoria.

9.3.1. Tanque de almacenamiento del disolvente de extracción

Como el proceso está diseñado para que funcione en continuo durante una hora y el volumen de disolvente de extracción que se va a introducir en la columna es bastante grande, se ha decidido repartirlo en cuatro tanques de las mismas dimensiones.

Teniendo en cuenta el caudal de salida del tanque, el tiempo de vaciado del fluido y que el tanque debe tener un volumen de seguridad de un 10% mayor al máximo alcanzado, se obtiene un volumen óptimo de $1,3944 \text{ m}^3$, sin incluir los fondos.

Si se suma todo, el espesor y el volumen de los fondos, se obtiene que el tanque de mezcla tiene una altura total de $3,90 \text{ m}$, un diámetro de $0,7075 \text{ m}$ y un volumen total de $1,46 \text{ m}^3$.

Los resultados de los cálculos realizados se pueden resumir en la siguiente tabla.

Tabla 1.15. Resultados para el dimensionamiento del tanque de almacenamiento del disolvente de extracción

<i>Volumen de la envolvente (V)</i>	$1,3944 \text{ m}^3$
<i>Coeficiente (F)</i>	$6,65 \cdot 10^{-1}$
<i>Diámetro de la envolvente (D)</i>	0,70
<i>Altura de la envolvente (h)</i>	3,62 m
<i>Tensión circunferencial (t_{circ})</i>	$2,97 \cdot 10^{-4} \text{ m}$
<i>Tensión longitudinal (t_{long})</i>	$1,48 \cdot 10^{-4} \text{ m}$
<i>Espesor de fondos (t_f)</i>	$2,29 \cdot 10^{-4} \text{ m}$
<i>Espesor definitivo (t_e)</i>	$3,75 \cdot 10^{-3} \text{ m}$
<i>Diámetro (D_o)</i>	0,7075 m
<i>Altura total (h_T)</i>	3,90 m
<i>Volumen total (V_T)</i>	$1,46 \text{ m}^3$
<i>Dimensiones soporte</i>	70x70x10 cm

9.3.2. Tanque de almacenamiento del líquido extracto

Teniendo en cuenta el caudal de salida del tanque, el tiempo de vaciado del fluido y que el tanque debe tener un volumen de seguridad de un 10% mayor al máximo alcanzado, se obtiene un volumen óptimo de $1,583 \text{ m}^3$, sin incluir los fondos.

Si se suma todo, el espesor y el volumen de los fondos, se obtiene que el tanque de mezcla tiene una altura total de 4,18 m, un diámetro de 0,7275 m y un volumen total de $1,66 \text{ m}^3$.

Los resultados de los cálculos realizados se pueden resumir en la siguiente tabla.

Tabla 1.16. Resultados para el dimensionamiento del tanque de almacenamiento del disolvente de extracción

<i>Volumen de la envolvente (V)</i>	$1,583 \text{ m}^3$
<i>Coeficiente (F)</i>	$6,65 \cdot 10^{-1}$
<i>Diámetro de la envolvente (D)</i>	0,72
<i>Altura de la envolvente (h)</i>	3,89 m
<i>Tensión circunferencial (t_{circ})</i>	$3,05 \cdot 10^{-4} \text{ m}$
<i>Tensión longitudinal (t_{long})</i>	$1,53 \cdot 10^{-4} \text{ m}$
<i>Espesor de fondos (t_f)</i>	$2,35 \cdot 10^{-4} \text{ m}$
<i>Espesor definitivo (t_e)</i>	$3,75 \cdot 10^{-3} \text{ m}$
<i>Diámetro (D_o)</i>	0,7275 m
<i>Altura total (h_T)</i>	4,18 m
<i>Volumen total (V_T)</i>	$1,66 \text{ m}^3$
<i>Dimensiones soporte</i>	70x70x10 cm

9.3.3. Tanque de almacenamiento del líquido refinado

Teniendo en cuenta el caudal de salida del tanque, el tiempo de vaciado del fluido y que el tanque debe tener un volumen de seguridad de un 10% mayor al máximo alcanzado, se obtiene un volumen óptimo de $0,3194 \text{ m}^3$, sin incluir los fondos.

Si se suma todo, el espesor y el volumen de los fondos, se obtiene que el tanque de mezcla tiene una altura total de $2,03 \text{ m}$, un diámetro de $0,4775 \text{ m}$ y un volumen total de $0,34 \text{ m}^3$.

Los resultados de los cálculos realizados se pueden resumir en la siguiente tabla.

Tabla 1.17. Resultados para el dimensionamiento del tanque de almacenamiento del líquido refinado

<i>Volumen de la envolvente (V)</i>	$0,3194 \text{ m}^3$
<i>Coficiente (F)</i>	$6,65 \cdot 10^{-1}$
<i>Diámetro de la envolvente (D)</i>	$0,47$
<i>Altura de la envolvente (h)</i>	$1,844 \text{ m}$
<i>Tensión circunferencial (t_{circ})</i>	$2,00 \cdot 10^{-4} \text{ m}$
<i>Tensión longitudinal (t_{long})</i>	$9,99 \cdot 10^{-5} \text{ m}$
<i>Espesor de fondos (t_f)</i>	$1,54 \cdot 10^{-4} \text{ m}$
<i>Espesor definitivo (t_e)</i>	$3,75 \cdot 10^{-3} \text{ m}$
<i>Diámetro (D_o)</i>	$0,4775 \text{ m}$
<i>Altura total (h_T)</i>	$2,03 \text{ m}$
<i>Volumen total (V_T)</i>	$0,34 \text{ m}^3$
<i>Dimensiones soporte</i>	$70 \times 70 \times 10 \text{ cm}$

9.4. Sistema de tuberías

9.4.1. Introducción

Para el transporte de un fluido de un equipo a otro se deben usar líneas de distribución que garantizan el soporte en cuanto a presión, caudal y temperatura de los distintos fluidos a circular dentro del proceso.

Para ello se utilizan tuberías, cuya función es el transporte del fluido; accesorios, que aseguran el buen funcionamiento de las tuberías; sistemas de impulsión (bombas), encargados de suministrar energía al fluido para transportarlo a distintos puntos de altura del proceso con las características deseadas.

Todas las tuberías serán de acero inoxidable debido a la presencia corrosiva del ácido acético en las corrientes del sistema.

Los accesorios y componentes que están presentes en las líneas del sistema son:

- **Codos de 90°:** Los codos son aquellos accesorios cuya misión es cambiar la dirección del flujo del líquido dentro de la tubería. Estos codos se fabrican de 45 o 90°. Los codos usados en este TFG son todos estándar de 90°, ya que para este sistema de tuberías los valores de corrosión son apreciables y empleando codos de 90° se pueden suavizar estos efectos adversos.
- **Válvulas de compuerta:** Las válvulas de compuerta tienen la función de detener el flujo del fluido. Generalmente se encuentran totalmente abiertas, y estas válvulas tienen un valor muy pequeño de caída de presión, ya que, como se puede apreciar en la *Figura 1.13.a*, el diámetro de paso es prácticamente el mismo que el de la tubería.
- **Válvula de bola:** Una válvula de bola o válvula de esfera, es un mecanismo de llave de paso que sirve para regular el flujo de un fluido canalizado y se caracteriza porque el mecanismo regulador situado en el interior tiene forma de esfera perforada (*Figura 1.13.b*). Se abre mediante el giro del eje unido a la esfera o bola perforada, de tal forma que permite el paso del fluido cuando está alineada la perforación con la entrada y la salida de la válvula. Cuando la válvula está cerrada, el agujero estará perpendicular a la entrada y a la salida. La posición de la manilla de actuación indica el estado de la válvula (abierta o cerrada)
- **Válvula multivía:** Es aquella válvula que tiene varias entradas y salidas, de modo que puede, mediante un mecanismo, distribuir el flujo de un líquido por unos caminos (conducciones) u otros, según convenga a la instalación a la que sirve.
- **Válvula de asiento:** El objetivo de este tipo de válvulas (*Figura 1.13.c*) es regular la velocidad de flujo, estando presente en aquellas corrientes que necesitan ser reguladas con alta precisión. La caída de presión en este tipo de accesorios es grande ya que, el fluido circula por una pequeña abertura y cambia de sentido varias veces.

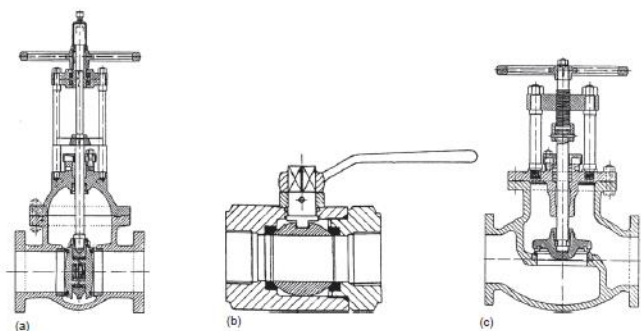


Figura 1.13. Válvulas. a) Válvula de compuerta; b) Válvula de bola; c) Válvula de asiento o de “globo”

9.4.2. Reglamentación

El sistema de tuberías ha sido diseñado acorde a la norma ASME B31.3 “Process Piping” del Código ASME “American Code for Pressure Piping B31”, que es el código de diseño más extendido para el diseño de tuberías.

9.4.3. Disposición

Las canalizaciones en la planta, se dividen en varias líneas o tramos de proceso. Se han descartado las líneas de servicios auxiliares como son las tuberías de salida de toma de muestras o vaciado de tanques, ya que no son objeto de diseño.

Los diferentes tramos o líneas de conducción de la planta son:

- **Tramo 1.** Conduce la alimentación desde el tanque de mezcla hasta la entrada lateral en la parte superior de la columna.
Tramo 1.1. Conduce el líquido desde el tanque de mezcla hasta la entrada de la bomba que lo impulsa.
Tramo 1.2. Conduce el fluido desde la salida de la bomba hasta la entrada de la parte superior de la columna.
- **Tramo 2.** Conduce el líquido desde los cuatro tanques de almacenamiento del disolvente de extracción hasta la entrada lateral en la parte inferior de la columna.
Tramo 2.1. Conduce el líquido desde los cuatro tanques de almacenamiento hasta la entrada a la bomba que lo impulsa.
Tramo 2.2. Conduce el líquido desde la salida de la bomba hasta la entrada lateral de la parte inferior de la columna.
- **Tramo 3.** Conduce el líquido extracto desde la salida de la parte superior de la columna hasta su tanque de almacenamiento
Tramo 3.1. Conduce el líquido desde la salida superior de la columna hasta la entrada a la bomba que lo impulsa.
Tramo 3.2. Conduce el líquido desde la salida de la bomba hasta la entrada al tanque de almacenamiento de líquido extracto.
- **Tramo 4.** Conduce el líquido refinado desde la salida de la parte inferior de la columna hasta su tanque de almacenamiento

Tramo 4.1. Conduce el líquido desde la salida inferior de la columna hasta la entra de la bomba que lo impulsa.

Tramo 4.2. Conduce el líquido desde la salida de la bomba hasta la entrada al tanque de almacenamiento del líquido refinado.

9.4.4. Resultados finales

Se resume a continuación los resultados obtenidos de los cálculos realizados en los *apartados* 4.2 y 4.3 del *Anexo 4* de la presente memoria para cada tramo de proceso.

Todos los datos de longitud están dados en *m* y las velocidades en *m/s*.

Tabla 1.18. Resultados del dimensionamiento del tramo 1 y 2 del sistema de tuberías

	Tramo 1		Tramo 2	
Tramo	Tramo 1.1	Tramo 1.2	Tramo 2.1	Tramo 2.2
Diámetro nominal, D_n	0,0492	0,0243	0,0775	0,0408
Diámetro exterior nominal, D_{on}	0,0603	0,0334	0,0889	0,0483
Diámetro total, D_o	0,0889	0,0334	0,0889	0,0334
Espesor comercial, $t_{estandar}$	0,0030	0,0031	0,0030	0,0031
Diámetro interior comercial, D_{it}	0,0828	0,0266	0,0828	0,0266
Velocidad, v	0,11	1,01	0,26	2,50
Accesorios	1 salida tanque, 1 codo estándar 90°, 1 válvula compuerta, 1 válvula bola	3 codos estándar 90°, 1 válvula asiento	1 salida tanque, 1 válvula compuerta, 1 válvula ángulo, 1 codo estándar 90°	2 codos estándar 90°, 1 válvula asiento
Caida de presión	0,0084	2,1649	0,0304	4,6632

Tabla 1.19. Resultados del dimensionamiento del tramo 3 y 4 del sistema de tuberías

	Tramo 3		Tramo 4	
Tramo	Tramo 3.1	Tramo 3.2	Tramo 4.1	Tramo 4.2
Diámetro nominal, D_n	0,0825	0,0429	0,0427	0,0188
Diámetro exterior nominal, D_{on}	0,0889	0,0483	0,0483	0,0267
Diámetro total, D_o	0,0889	0,0334	0,0889	0,0334
Espesor comercial, $t_{estandar}$	0,0030	0,0031	0,0030	0,0031
Diámetro interior comercial, D_{it}	0,0828	0,0266	0,0828	0,0266
Velocidad, v	0,29	2,84	0,06	0,57
Accesorios	3 codos estándar 90°	1 entrada tanque, 2 codos estándar 90°, 1 válvula compuerta, 1 válvula asiento	5 codos estándar 90°, 1 válvula compuerta, 1 válvula bola	2 codos estándar 90°, 1 válvula compuerta, 1 válvula asiento, 1 entrada tanque
Caida de presión	0,0467	10,8013	0,0035	7,2798

9.5. Sistemas de impulsión

9.5.1. Introducción

Para el impulso y el transporte de los fluidos son imprescindibles los sistemas de impulsión, o bombas.

Hay que tener en cuenta la conveniencia de que el mayor número de bombas posibles en la instalación sean de igual tipo y marca, aun cuando alguna de ellas tenga un coste inicial superior al de otro modelo más aconsejable, pues de esta forma la inversión en piezas de repuesto para el mantenimiento disminuye, amortizándose rápidamente el mayor coste inicial.

En la presente planta se diferencian cuatro líneas de bombeo diferentes. Las líneas son las siguientes:

- Línea 1, o de alimentación. Impulsa el fluido de alimentación desde el tanque de mezclado hasta su entrada en la columna de extracción. (*Tramo 1.1 a Tramo 1.2*)
- Línea 2, o de disolvente de extracción. Impulsa el fluido desde el tanque de almacenamiento de este hasta su entrada en la columna de extracción. (*Tramo 2.1 a 2.2*)
- Línea 3, o de líquido extracto. Impulsa el fluido desde su salida de la columna de extracción hasta su tanque de almacenamiento. (*Tramo 3.1 a Tramo 3.2*)
- Línea 4, o de líquido refinado. Impulsa el fluido desde su salida de la columna de extracción hasta su tanque de almacenamiento. (*Tramo 4.1 a Tramo 4.2*)

9.5.2. Parámetros de selección de bomba

En la siguiente tabla se resumen las características fundamentales de cada bomba, calculadas en los apartados 5.2-5.5 del Anexo 5

Tabla 1.20. Características de las bombas de cada línea de bombeo

Línea de bombeo	Tipo de bomba	Carga útil (m)	Potencia (W)	$NPSH_d$ (m)	$NPSH_r$ (m)
1	Centrífuga	6,97	40,31	11	10,50
2	Centrífuga	5,03	55,02	13,38	12,88
3	Centrífuga	10,28	137,57	17,52	17,02
4	Centrífuga	4,39	12,82	15,64	15,14

9.5.3. Selección de bombas

La elección del tipo de bomba que se va a utilizar para cada línea de proceso dependerá de las características del fluido y de la conducción en la que se encuentre. Para el caso que se estudia habrá que elegir entre dos tipos de bombas fundamentales:

- *Las bombas de desplazamiento positivo o volumétricas* son aquellas cuyo principio de funcionamiento está basado en la hidrostática, de modo que el aumento de presión se realiza por el empuje de las paredes de las cámaras que varían su volumen.
- *Las bombas centrífugas* son aquellas cuyo funcionamiento está basado en el intercambio de cantidad de movimiento entre la máquina y el fluido, aplicando la hidrodinámica. En este tipo de bombas hay uno o varios rodetes con álabes que giran generando un campo de presiones en el fluido. El movimiento del fluido sigue una trayectoria perpendicular al eje del rodete impulsor. En este tipo de máquinas el flujo del fluido es continuo.

Estas bombas son las más utilizadas en la industria por su gran versatilidad, sencillez y reducido tamaño, además es satisfactoria para la impulsión de fluidos en un amplio rango de caudales y son recomendables para manejar fluidos poco viscosos y a presiones bajas.

Las bombas seleccionadas para cada línea de impulsión han sido las siguientes:

Bomba 1. Es la bomba encargada de impulsar la alimentación desde el tramo 1.1 hasta la entrada lateral de la parte superior de la columna.

A partir de la altura neta calculada para la bomba de 6,97 m y sabiendo que el fluido será impulsado a un caudal de $2,04 \text{ m}^3/\text{h}$, se podrá utilizar una bomba recíprocante de desplazamiento positivo o una bomba centrífuga de aspiración sencilla, pues estas características la sitúan en el rango de aplicación de ambas.

Se seleccionará una bomba de tipo centrífuga por las ventajas que presentan para este tipo de líquidos, por ser versátiles, y como se ha comentado antes por conveniencia de que las bombas de la instalación sean todas iguales.

Bomba 2. Es la bomba encargada de impulsar el disolvente de extracción desde el tramo 2.1. hasta su entrada en el lateral de la parte inferior de la columna.

A partir de la altura neta calculada para la bomba de 5,03 m y sabiendo que el fluido será impulsado a un caudal de $5,02 \text{ m}^3/h$, se podrá utilizar una bomba centrífuga de aspiración sencilla.

En este caso es más evidente el uso de bombas centrífugas, puesto que el caudal de operación y la altura que se tiene que alcanzar es mayor que en la *Línea 1*.

De modo que, siguiendo los mismos criterios de selección que en la *Línea 1*, se va a seleccionar una bomba de tipo centrífuga de aspiración sencilla para impulsar el fluido.

Bomba 3. Es la bomba encargada de impulsar el líquido extracto desde el tramo 3.1 hasta la entrada en su depósito de almacenamiento.

A partir de la altura neta calculada para la bomba de 10,28 m y sabiendo que el fluido será impulsado a un caudal de $5,70 \text{ m}^3/h$, se podrá utilizar una bomba centrífuga de aspiración sencilla.

Por la misma razón que en la Línea 3, se va a escoger una bomba de tipo centrífuga de aspiración sencilla para impulsar el fluido.

Bomba 4. Es la bomba encargada de impulsar el líquido extracto desde el tramo 4.1 hasta la entrada en su depósito de almacenamiento.

A partir de la altura neta calculada para la bomba de 4,39 m y sabiendo que el fluido será impulsado a un caudal de $1,15 \text{ m}^3/h$, se podrá utilizar una bomba reciprocante de desplazamiento positivo o una bomba centrífuga de aspiración sencilla, pues estas características la sitúan en el rango de aplicación de ambas.

Por la misma razón que en la Línea 1, se va a escoger una bomba de tipo centrífuga de aspiración sencilla para impulsar el fluido.

De esta manera se utilizarán en la planta tres bombas idénticas adquiridas al mismo fabricante ahorrando así costes de mantenimiento como se explicó en la introducción a este apartado.

9.6. Sistemas de control

9.6.1. Introducción

La obtención de buenos resultados y correcto funcionamiento de una planta de procesos depende de un gran número de variables que se ponen en juego y a las que se les debe de implantar un sistema de control para evitar posibles disconformidades.

Además de estas razones, la implantación de un sistema de control es imprescindible por un gran número de motivos como es el asegurar la buena realización del proceso deseado, mantener la seguridad en la planta, dar flexibilidad al proceso para adaptarlo a variaciones de demanda, optimizar el proceso económicamente al reducir la necesidad de mano de obra y supervisión.

Este procedimiento de control se realiza mediante unos llamados lazos de control cerrados que se encargan de recibir la información deseada y modificarla según los resultados que se pretendan obtener.

En un sistema de control se distinguen principalmente dos variables, las variables dependientes, o de control, las que se pretende controlar y mantener constantes, y las variables independientes, en este caso válvulas, que son las que ejercen la acción correctora para controlar las variables dependientes.

9.6.2. Lazos de control en el proceso

En el presente TFG se van a tratar cuatro líneas de control:

- Línea 1. Corriente de entrada a la columna de la alimentación
- Línea 2. Corriente de entrada a la columna del disolvente de extracción
- Línea 3. Corriente de salida de la columna del líquido extracto
- Línea 4. Corriente de salida de la columna del líquido refinado

9.6.2.1. Línea 1. Zona de alimentación

Tabla 1.21. Características del sistema de control en la Línea 1

Tipo de control	Lazo cerrado
Variable controlada	Caudal de alimentación a la salida de la <i>Bomba 1</i>
Variable medida	
Variable manipulada	
Dispositivo de medición	Placa de orificio
Dispositivo de corrección	Válvula de asiento

9.6.2.2. Línea 2. Zona del disolvente extracto

Tabla 1.22. Características del sistema de control en la Línea 2

Tipo de control	Lazo cerrado
Variable controlada	Caudal de alimentación a la salida de la Bomba 2
Variable medida	
Variable manipulada	
Dispositivo de medición	Placa de orificio
Dispositivo de corrección	Válvula de asiento

9.6.2.3. Línea 3. Zona del líquido extracto

Tabla 1.23. Características del sistema de control en la Línea 3

Tipo de control	Lazo cerrado
Variable controlada	Nivel de la interfaz de las fases en la parte superior de la columna
Variable medida	
Variable manipulada	Caudal de salida del líquido a la salida de la Bomba 3
Dispositivo de medición	Medidor tipo radar
Dispositivo de corrección	Válvula de asiento

9.6.2.4. Línea 4. Zona del líquido refinado

Tabla 1.24. Características del sistema de control en la Línea 4

Tipo de control	Lazo cerrado
Variable controlada	Presión en la parte inferior de la columna
Variable medida	
Variable manipulada	Caudal de salida del líquido a la salida de la Bomba 4
Dispositivo de medición	Medidor de presión diferencial
Dispositivo de corrección	Válvula de asiento

10. Planificación

En este apartado de la memoria se va a exponer la planificación temporal que se ha seguido para la consecución de este TFG.

Se realizó una planificación del trabajo (Tabla 1.25) y se plasmó en un grafo Gantt para la visualización gráfica de la temporalización de las fases que se han seguido en el presente TFG. El resultado se muestra en la Figura 1.14.

Diseño de una Columna de Extracción Líquido-Líquido de Platos Perforados a Escala de Planta Piloto Curso 2015/2016

Tabla 1.25. Planificación de las tareas del presente TFG

Nombre de tarea	Duración	Comienzo	Fin
PROYECTO DISEÑO EXTRACTOR L-L	133 días	lun 11/01/16	mié 13/07/16
INICIO	0 días	lun 11/01/16	lun 11/01/16
FASE 1. DISEÑO DEL PROCESO	37 días	lun 11/01/16	mar 01/03/16
BUSQUEDA DE PROPIEDADES FISICO QUÍMICAS	7 días	lun 11/01/16	mar 19/01/16
DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE ETAPAS	6 días	mié 20/01/16	mié 27/01/16
REALIZACIÓN DE LOS BALANCES DE MATERIA	4 días	jue 28/01/16	mar 02/02/16
SIMULACIÓN DEL PROCESO	1 día	mié 03/02/16	mié 03/02/16
COMPROBACIÓN DE LOS CÁLCULOS	5 días	jue 04/02/16	mié 10/02/16
DIMENSIONADO APROXIMADO DE LA COLUMNA	14 días	jue 11/02/16	mar 01/03/16
FASE 2. DISEÑO DE LA PLANTA	76 días	mié 02/03/16	mié 15/06/16
DISEÑO MECÁNICO DEL EQUIPO DE PROCESO	5 días	mié 02/03/16	mar 08/03/16
DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS AUXILIARES	12 días	lun 16/05/16	mar 31/05/16
SELECCIÓN Y ESPECIFICACIÓN DE LA INSTRUMENTACIÓN	4 días	mié 01/06/16	lun 06/06/16
PLANOS DEL EQUIPO	3 días	mar 07/06/16	jue 09/06/16
ESTIMACIÓN DE COSTES	4 días	vie 10/06/16	mié 15/06/16
FASE 3. REDACCIÓN	20 días	jue 16/06/16	mié 13/07/16
FIN	0 días	mié 13/07/16	mié 13/07/16

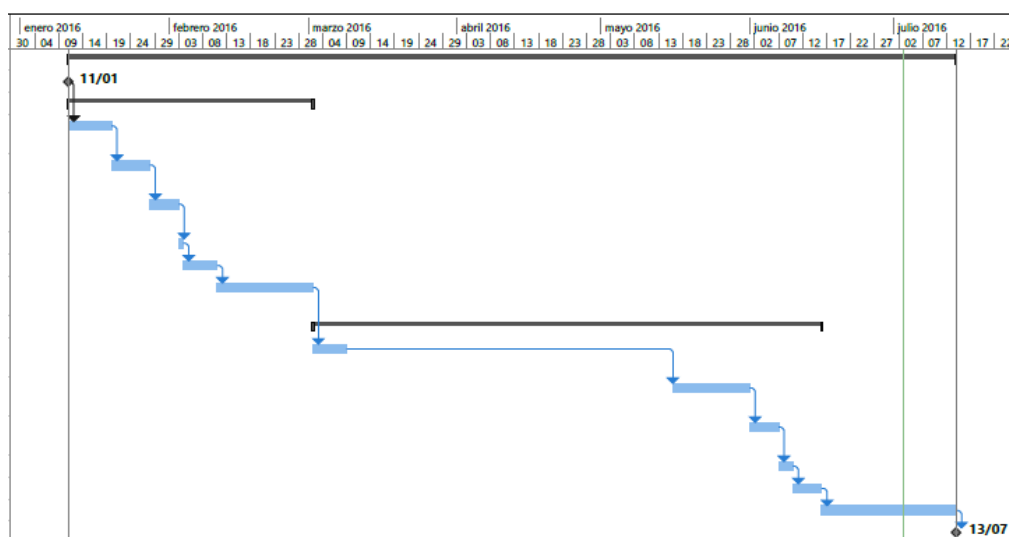


Figura 1.14. Diagrama Gantt del proyecto

DOCUMENTO 2

ANEXOS A LA MEMORIA

ANEXO 1. DISEÑO DE LA COLUMNA EXTRACTIVA

A1.1. Introducción

El objeto del presente TFG es el diseño de una columna de extracción líquido-líquido a escala de planta piloto, para la separación de una mezcla agua-ácido acético y recuperación de este último. El objeto del diseño de esta columna es obtener un extracto rico en el ácido, por lo que se espera conseguir una torre que sea capaz de producir una corriente de cabeza o corriente extractiva, con un contenido en ácido acético por encima del 90% y una corriente de colas o corriente de refinado con un contenido en ácido acético por debajo del 1%.

Fuera del alcance de este trabajo queda el diseño de las unidades de recuperación del disolvente de ambas corrientes de producto para su reutilización en el proceso principal de extracción. La mayoría de los procesos utilizan la destilación o evaporación para recuperar el disolvente que aún queda en las soluciones de los productos obtenidos después de la extracción.

En una primera aproximación del diseño de la columna se utilizó el programa informático de simulación de procesos conocido como Aspen Plus v.8.8.

Este programa es ampliamente utilizado en la industria química, ya que está considerada una de las mejores herramientas para el diseño, modelado y optimización de los procesos químicos. En el presente trabajo, el uso de este software facilita el trabajo de búsqueda o estimación de algunas propiedades físicas y químicas de los compuestos químicos sometidos a estudio y acelera el trabajo de cálculo de algunas variables que rigen el comportamiento del sistema. Por lo tanto, Aspen Plus aporta resultados rápidos, óptimos y fiables con los que trabajar.

Además, este programa permite realizar balances de materia y energía, estimar datos de equilibrio L-L y simular los equipos auxiliares típicos que se presentan en la disciplina de la Ingeniería Química.

Para trabajar con este programa, antes se debe de tener claramente fijadas algunas variables como la presión y la temperatura a la que se introduce la alimentación y el disolvente, las cantidades y composiciones de entrada, o la presión a la que salen los productos. También es necesario realizar

un balance de materia global previo y resolver el sistema para conocer las etapas de equilibrio que hacen falta para cumplir con las condiciones planteadas en el objetivo del diseño.

A1.2. Diseño de la columna

A1.2.1. Alimentación de la columna

La alimentación a la torre la forman dos corrientes, ambas líquidas, que circulan a través de varias etapas a contracorriente y de manera continua. Por arriba entra una mezcla de ácido acético-agua al 30 % en peso de ácido que va descendiendo y se pone en contacto a su paso con un disolvente puro de metil-isobutil-cetona que asciende en sentido contrario. Sus caudales másicos son de 2000 y 4000 kg/h respectivamente. Ambas corrientes entran a la columna a 25°C y 1 atm de presión.

En la columna el líquido ligero fluye por las perforaciones de cada plato, y de ese modo, se dispersa en pequeñas gotas que se elevan por la fase continua. El líquido continuo fluye horizontalmente por cada plato y pasa al plato inferior por el tubo de descenso.

Una ventaja de este tipo de columnas es que los platos eliminan totalmente la recirculación vertical de la fase continua y además se incrementa la velocidad de extracción por la coalescencia repetida y la redispersión en gotículas de la fase dispersa.

A1.2.2. Determinación del número de etapas

En cualquier proceso de transferencia de masa existen un número infinito de combinaciones de los caudales, el número de etapas y de los grados de transferencia del soluto.

El principal objetivo de este apartado es evaluar el compromiso entre las dimensiones del equipo o el número de etapas requerido y la razón del disolvente de extracción respecto a las velocidades de alimentación para lograr la transferencia de masa deseada. El otro objetivo común en el cálculo del número de etapas teóricas es evaluar el comportamiento de equipos de prueba para la ELL en una planta piloto.

A1.2.2.1. Determinación de los datos de equilibrio

Antes de comenzar con el cálculo se necesitan los datos experimentales o estimaciones de los datos de equilibrio del sistema ternario que se va a someter a estudio, puesto que la separación de los

componentes por medio de este proceso de ELL depende fundamentalmente de la distribución del equilibrio termodinámico de los componentes en las dos fases líquidas.

Los datos de equilibrio para la construcción del diagrama de fases se han tomado de la bibliografía y se han comparado con los aportados por el programa de diseño Aspen Plus, para las mismas condiciones de presión y temperatura.

A1.2.2.1.1. Datos de equilibrio aportados por la bibliografía

Los datos aportados por la bibliografía se recogen en la siguiente tabla y se dan en fracciones másicas de los distintos componentes para la fase acuosa y la fase orgánica.

Tabla 1.1. Datos de equilibrio para el sistema agua-ácido acético-MIBK a 25°C

Equilibrium Data of Water - Acetic Acid - MIBK at 25°C							
Mass % in Raffinate				Mass % in Extract			
Water	Acetic Acid	MIBK	x'	Water	Acetic Acid	MIBK	x'
98,45	0,00	1,55	0,0000	2,12	0,00	97,88	0,0000
95,46	2,85	1,70	0,0299	2,80	1,87	95,33	0,0196
85,80	11,7	2,50	0,1364	5,40	8,90	85,70	0,1039
75,70	20,5	3,80	0,2708	9,20	17,30	73,50	0,2354
67,80	26,2	6,00	0,3864	14,5	24,60	60,90	0,4039
55,00	32,8	12,2	0,5964	22,00	30,80	47,20	0,6525
42,90	34,6	22,5	0,8065	31,00	33,60	35,40	0,9492

Los datos de equilibrio aportados por la bibliografía de la *Tabla 1.1* se pueden preparar para ser presentados en forma de triángulo rectángulo, si se organizan los datos en una hoja de cálculo como en la *Tabla 1.2*.

Tabla 1.2. Hoja de cálculo para un diagrama ternario, triangular recto de equilibrio líquido-líquido, agua/ácido acético/MIBK

(F.M)	Ácido acético (X)	MIBK (Y1)	MIBK (Y2)
Línea de la fase agua	0,0000	0,0155	
	0,0285	0,0170	
	0,1170	0,0250	
	0,2050	0,0380	
	0,2620	0,0600	
	0,3280	0,1220	
	0,3460	0,2250	
Línea de la fase MIBK	0,0000		0,9788
	0,0187		0,9533
	0,0890		0,8570
	0,1730		0,7350
	0,2460		0,6090
	0,3080		0,4720
	0,3360		0,3540

Continuación de la *Tabla 1.2*

Línea de reparto 1	0,0285	0,0170	
	0,0187	0,9533	
Línea de reparto 2	0,1170		0,0250
	0,0890		0,8570
Línea de reparto 3	0,0250	0,0380	
	0,1730	0,7350	
Línea de reparto 4	0,2620		0,0600
	0,2460		0,6090
Línea de reparto 5	0,3280	0,1220	
	0,3080	0,4720	
Línea de reparto 6	0,3460		0,2250
	0,3360		0,3540

Una vez ordenados, introducimos los datos en el programa de creación de diagramas ternarios ProSimTernaryDiagram para su representación gráfica. En orden: datos para la curva de la fase acuosa (*Figura 1.1*), datos para la curva de la fase orgánica (*Figura 1.2*), datos para las líneas de reparto (*Figura 1.3*)

Diseño de una Columna de Extracción Líquido-Líquido de Platos Perforados a Escala de Planta Piloto
Curso 2015/2016

Series edition

Name: Línea de la fase agua

Data

A	B	C
0	0	0.0155
0.0285	0	0.017
0.117	0	0.025
0.205	0	0.038
0.262	0	0.06
0.328	0	0.122
0.346	0	0.225

Ok Cancel

Figura 1.1. Línea de la fase agua en ProSimTernaryDiagram

Series edition

Name: Línea de la fase MIBK

Data

A	B	C
0	0	0.9788
0.0187	0	0.9533
0.089	0	0.857
0.173	0	0.735
0.246	0	0.609
0.308	0	0.472
0.336	0	0.354

Ok Cancel

Figura 2.2. Línea de la fase MIBK en ProSimTernaryDiagram

Series edition

Name: Líneas de reparto

Data

Point 1			Point2		
A	B	C	A	B	C
0.0285	0	0.0170	0.0187	0	0.9533
0.1170	0	0.0890	0.0250	0	0.8570
0.2050	0	0.1730	0.0380	0	0.7350
0.2620	0	0.2460	0.0600	0	0.6090
0.3280	0	0.3080	0.1220	0	0.4720
0.3460	0	0.3360	0.2250	0	0.3540

Ok Cancel

Figura 3.3. Línea de la fase agua en ProSimTernaryDiagram

Mirando la curva de equilibrio obtenida (Figura 1.4), se prevé que prácticamente todas las concentraciones de soluto de la corriente de extracto y refinado serán bajas, por lo que se decide ampliar el eje de ordenadas para facilitar su lectura.

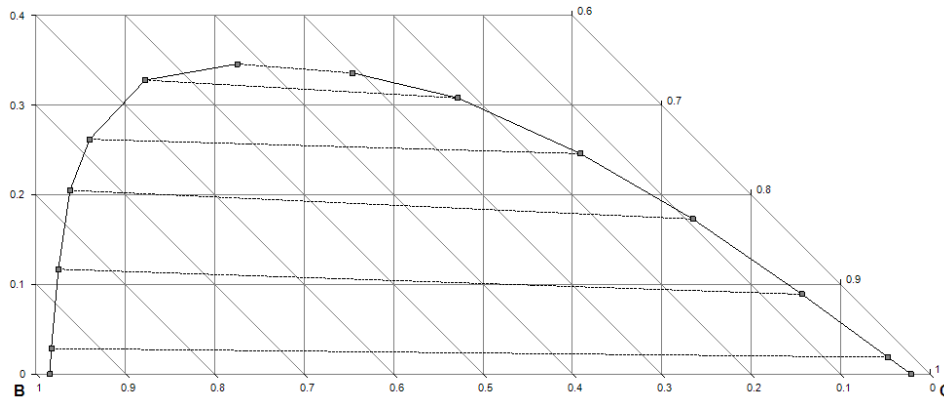


Figura 1.4. Diagrama ternario triangular recto de equilibrio líquido-líquido, agua/ácido acético/MIBK aportado por ProSimTernaryDiagram

Se utiliza la herramienta de gráficos de Excel para representar los puntos de equilibrio y construir el diagrama ternario con su eje de ordenadas ampliado (Figura 1.5)

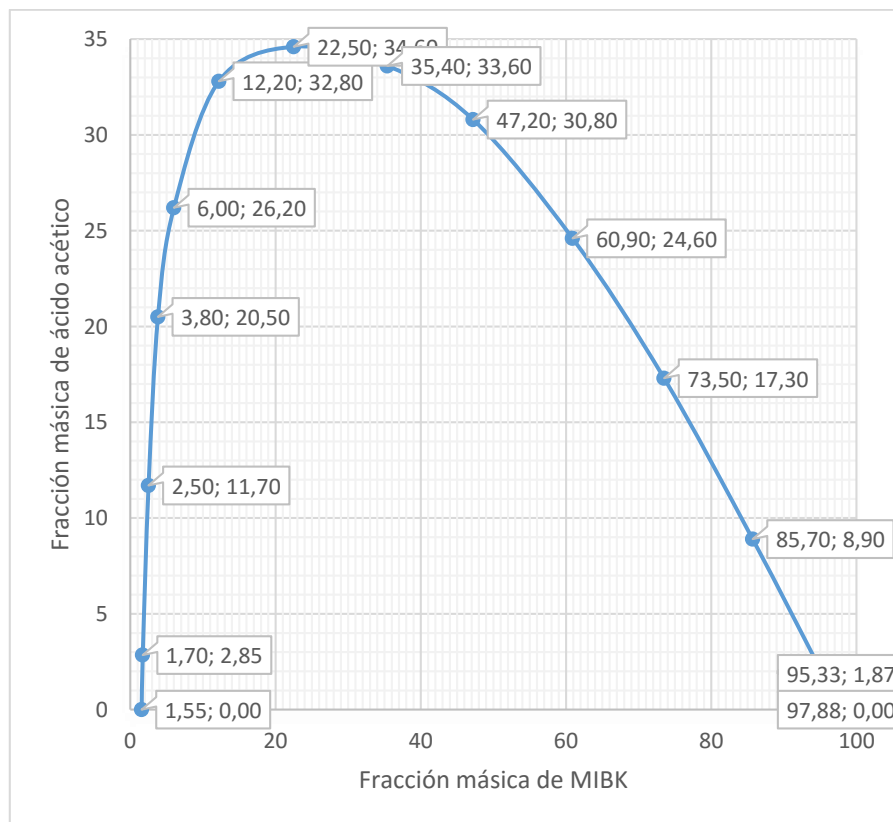


Figura 1.5. Diagrama ternario triangular recto de equilibrio líquido-líquido, agua/ácido acético/MIBK ampliado

A1.2.2.1.2. Datos de equilibrio aportados por Aspen Plus

Tanto en la bibliografía como en el programa de simulación Aspen Plus se aconseja como apropiados el uso de métodos como el NRTL, WILSON, UNIFAC o UNIQUAQ y sus variantes para la estimación de propiedades en procesos químicos. Estos métodos se basan en el cálculo preliminar de coeficientes de actividad.

Tanto UNIFAC como UNIQUAQ son recomendados para el diseño preliminar de procesos químicos a baja presión (<10 bar) y además se recomienda usar los métodos NRTL o UNIQUAQ y sus variantes o UNIF-LL para estimar propiedades donde aparecen dos fases líquidas.

El método UNIQUAQ puede describir con muy buenos resultados el comportamiento de soluciones líquidas no ideales y equilibrios líquido-líquido, lo que hace que sea el método elegido para el cálculo y estimación de propiedades para el presente trabajo.

En la *Tabla 1.3* se muestran los diferentes métodos de estimación de propiedades del tipo UNIQUAQ con los que trabaja Aspen Plus. Este modelo requiere del uso muchos parámetros binarios que se encuentran en la literatura o se calculan a partir de regresiones de datos experimentales.

Tabla 1.3. Métodos de estimación de propiedades del tipo UNIQUAQ

Property Method Name	Dataset Number	Binary Parameters			Vapor Phase EOS Name	Poynting Correction
		VLE †	LLE †	Henry		
		Lit Reg	Lit Reg	† Lit Reg		
UNIQUAC	1	X X	X X	X X	Ideal Gas law	—
UNIQ-2	2	X X	X X	X X	Ideal Gas law	—
UNIQ-RK	1	— X	— —	X X	Redlich-Kwong	X
UNIQ- HOC	1	— X	— —	X X	Hayden-O'Connell	X
UNIQ- NTH	1	— —	— —	X X	Nothnagel	X

En el presente TFG se ha trabajado con el método UNIQ- RK por aportar los datos de equilibrio líquido-líquido que más se asemejan a los que se encuentran en la literatura.

El procedimiento que se siguen en Aspen Plus para la estimación de los datos de equilibrio es el siguiente:

1. Selección de componentes:

Tabla 1.4. Selección de componentes del sistema en *Aspen Plus*

ID Componente	Tipo	Nombre de componente	Alias
WATER	Conventional	WATER	H2O
ACETI-01	Conventional	ACETIC-ACID	C2H4O2-1
METHY-01	Conventional	METHYL-ISOBUTYL-KETONE	C6H12O-2

2. Selección del método

Figura 1.6. Selección del método de estimación de los datos de equilibrio y demás propiedades del sistema en *Aspen Plus*

3. Cálculo de parámetros binarios (dependientes de la temperatura):

Tabla 1.5. Resultados para el cálculo de los parámetros binarios del método de estimación de propiedades en *Aspen Plus*

Component i	WATER	WATER	ACETI-01
Component j	ACETI-01	METHY-01	METHY-01
Temperature units	C	C	C
Selected databanks	APV88 LLE-LIT	APV88 VLE-RK	APV88 LLE-LIT
Property units			
AIJ	0	-1,745733	0
AJI	0	2,597592	0
BIJ	-73,444	458,5503	-129,53
BJI	219,66	-1272,333	283,58
CIJ	0	0	0
CJI	0	0	0
DIJ	0	0	0
DJI	0	0	0

4. Análisis de propiedades

A partir de estos parámetros binarios se ha realizado un análisis de propiedades, en el cual Aspen Plus calcula a partir de coeficientes de actividad los datos de equilibrio líquido-líquido y los datos de solubilidad para el sistema agua-ácido acético-MIBK a la temperatura y presión de diseño escogidas.

Los datos aportados por el programa también son representados en un diagrama ternario rectangular (Figura 1.7) y se compara con los datos proporcionados por la bibliografía.

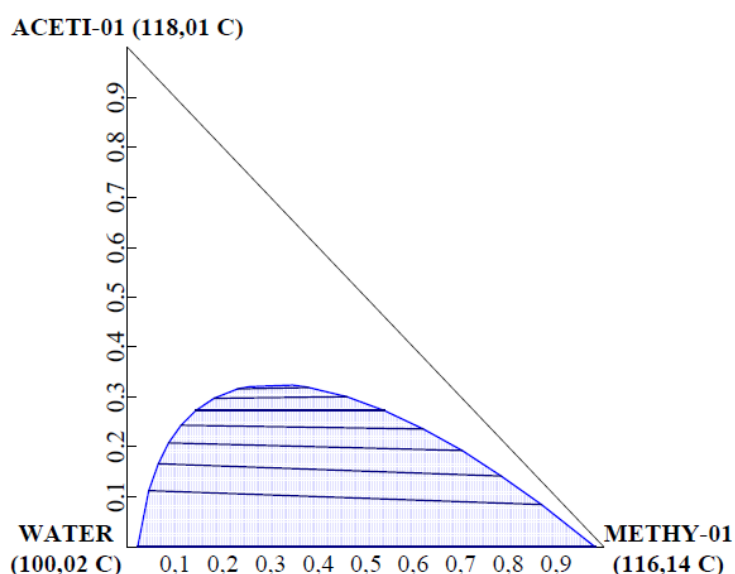


Diagrama Ternario obtenido en las siguientes condiciones
Presión: 1 atm
Fases: Vapor-Líquido-Líquido
Modelo VLE/VLLE: UNIQU-RK
Modelo LLE: UNIQU-RK
Base: Fracción másica

Figura 1.7. Diagrama ternario obtenido a partir de los datos de equilibrio líquido-líquido estimados en *Aspen Plus*

Se puede deducir de la representación gráfica de los datos en la *Figura 1.7* que el método de estimación de las propiedades es fiable y los datos de equilibrio obtenidos son muy parecidos a los que se encuentran en la bibliografía.

A1.2.2.2. Métodos de cálculo

En este apartado se muestran dos métodos de cálculo diferentes para la estimación del número de etapas teóricas que harán falta para que se cumplan las especificaciones establecidas.

A1.2.2.2.1. Método del triángulo rectángulo

Mediante este método gráfico podemos determinar el número de etapas teóricas con flujo en contracorriente y conocer en fracciones másicas todas las composiciones, tanto de la fase acuosa como de la fase orgánica, que se obtienen en las diferentes etapas de equilibrio.

Las coordenadas triangulares se utilizan como isotermas o diagramas a temperatura constante (en el presente caso de estudio a 25-26 °C)

Como la construcción del triángulo equilátero es idéntica al de coordenadas rectangulares, se ha decidido realizar el tratamiento gráfico en coordenadas rectangulares debido a que es más sencilla y rápida su lectura.

Cada vértice del triángulo representa el 100% del soluto y el disolvente de la extracción, cada lado representa la composición de uno de los pares binarios (en el eje de abscisas la fracción del soluto x e y en fracciones másicas y en el eje de ordenadas la fracción del disolvente de alimentación), las composiciones ternarias se representan en el interior del triángulo y las mezclas dentro de la región limitada por la curva se separan en dos fases.

Para el sistema de estudio formado por agua, ácido acético y MIBK la capa de refinado (agua) representa la curva de solubilidad con concentración de MIBK elevadas y la capa de extracto (MIBK) representa la curva de solubilidad con concentración mayores en MIBK. Las líneas de reparto unen las dos capas en equilibrio.

El esquema que se presenta a continuación (Figura 1.8) es un esquema genérico de la extracción por etapas a contracorriente:

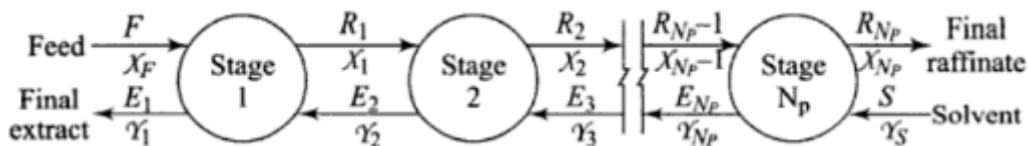


Figura 1.8. Esquema genérico de la extracción por etapas a contracorriente

El balance total de materia del proceso sigue esta ecuación:

$$F + S = E_1 + R_{N_p} = M \quad (1.1)$$

El punto M puede ubicarse sobre la línea FS a través de un balance para el soluto,

$$F \cdot x_F + S \cdot y_S = E_1 \cdot y_1 + R_{N_p} \cdot x_{N_p} = M \cdot x_M \quad (1.2)$$

$$x_M = \frac{F \cdot x_F + S \cdot y_S}{F + S}$$

La *Ecuación 1.1* indica que M tiene que estar sobre la línea $R_{N_p}E_1$, como se muestra en la *Figura 1.8*.

Reordenando la *Ecuación 1.1*

$$F - E_1 = R_{N_p} - S = \Delta_R \quad (1.3)$$

En donde Δ_R es un punto de diferencia y es el flujo neto saliente en la última etapa N_p . De acuerdo con la *Ecuación 1.3*, las líneas extendidas E_1F y SR_{N_p} , deben de intersectarse en Δ_R , como se muestra en la *Figura 1.8*

Por lo tanto, el balance de materia, desde una etapa s genérica hasta la última etapa N_p es:

$$\begin{aligned} R_{N_p} + E_s &= R_{s-1} + S \\ \text{o } R_{s-1} - E_s &= R_{N_p} - S = \Delta_R \end{aligned}$$

Esto significa que si se dibujan las líneas en el diagrama rectangular que enlazan la composición del refinado de una etapa, R_{s-1} , con el extracto que entra de la etapa siguiente, E_s , todas pasan por un punto común, Δ_R , cuando se extrapolan.

➤ *Cálculo de etapas y composiciones a partir del método del triángulo rectángulo.*

Se va a utilizar el diagrama de la *Figura 1.5* para la resolución de este método y su procedimiento descrito a continuación se puede seguir en la *Figura 1.9*.

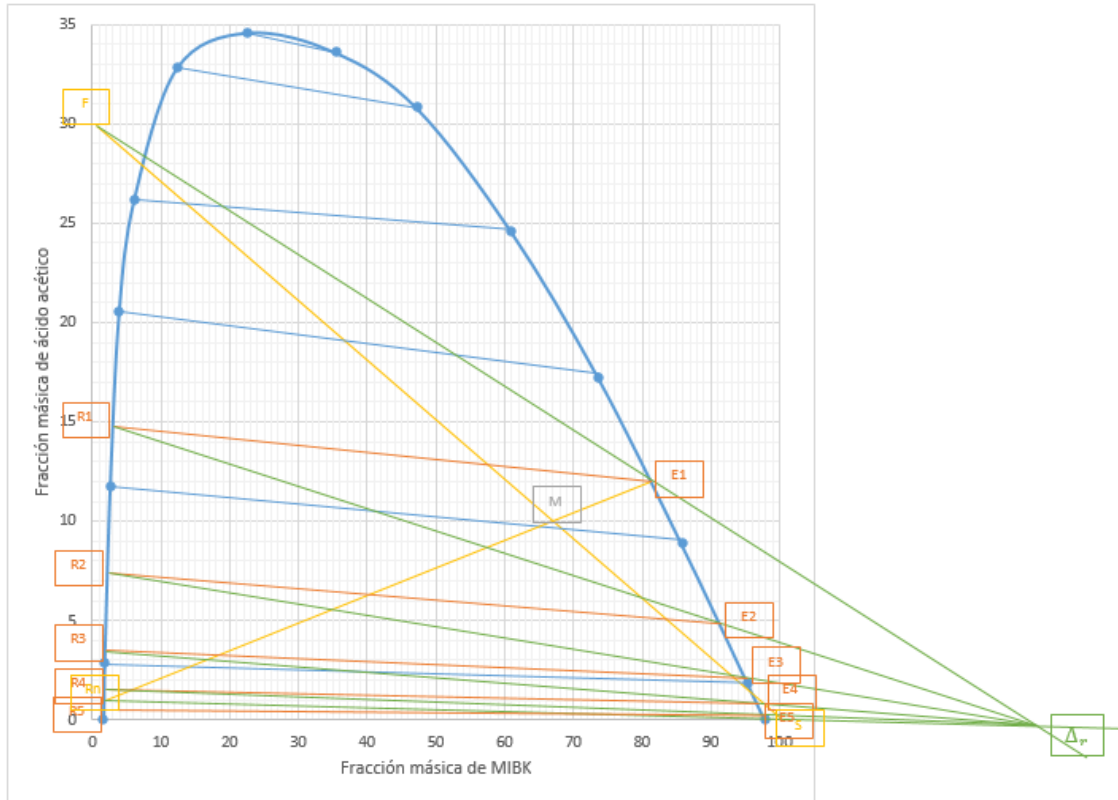


Figura 1.9. Cálculo de etapas y composiciones en el diagrama triangular rectangular

Las concentraciones de soluto en la alimentación, en el refinado y en el disolvente de extracción se sitúan sobre el diagrama directamente, puesto que las conocemos de antemano.

$$\begin{aligned}x_f &= 0,30 \\x_{N_p} &\leq 0,01 \\y_s &= 0\end{aligned}$$

Por consiguiente, se puede calcular el punto de mezcla a partir de los datos anteriores y haciendo uso de la Ecuación 1.2,

$$\begin{aligned}F \cdot x_F + S \cdot y_s &= E_1 \cdot y_1 + R_{N_p} \cdot x_{N_p} = M \cdot x_M \\y_s = 0 ; x_M &= \frac{F \cdot x_F + S \cdot y_s}{F + S} = \frac{2000 \cdot 0,3}{2000 + 4000} = 0,10\end{aligned}$$

El punto de mezcla x_M se sitúa sobre la línea recta que une x_f e y_s . Por tanto, la composición del E_1 se determina al trazar una línea recta de x_{N_p} a x_M hasta que la línea corte la capa de extracto, en la composición final de este y_1

En el siguiente paso se calcula el punto Δ_R en el cruce de dos líneas: La línea que une las composiciones de alimentación x_f y de extracto y_1 , y la línea que conecta as composiciones de refinado x_{N_p} y disolvente y_s

Después de haber ubicado en el diagrama los puntos correspondientes a F, S, M, E_1, R_{N_p} y Δ_R , la línea de equilibrio que une E_1 con la parte izquierda de la curva (capa de refinado) nos proporciona la composición de R_1 , puesto que el extracto y el refinado de la primera etapa están en equilibrio. La línea trazada desde Δ_R a través de R_1 proporciona E_2 al cortar con la curva en su parte derecha (capa de extracto); una línea de unión desde E_2 proporciona R_2 y así sucesivamente. Repetimos este procedimiento hasta llegar al valor mínimo posible de x_{N_p} , que es el dado por la línea que va desde el punto Δ_R y pasa por R_{N_p} y se extiende hasta S .

La resolución del diagrama nos da como resultados las composiciones en fracciones másicas en las que las dos fases líquidas (extracto y refinado) se encuentran en equilibrio y el número de etapas que son necesarias para alcanzar el valor mínimo posible de x_{N_p} .

Las composiciones de agua, ácido acético y metil-isobutil-cetona para las corrientes de extracto y refinado durante las distintas etapas se recogen en la siguiente tabla:

Tabla 1.8. Composiciones para cada componente en las fases de extracto y refinado para las distintas etapas de equilibrio

% masa ácido acético				% masa agua				% masa MIBK			
y_1	0,122	x_1	0,149	y_1	0,063	x_1	0,794	y_1	0,816	x_1	0,057
y_2	0,051	x_2	0,075	y_2	0,033	x_2	0,889	y_2	0,916	x_2	0,036
y_3	0,022	x_3	0,036	y_3	0,024	x_3	0,935	y_3	0,954	x_3	0,029
y_4	0,009	x_4	0,016	y_4	0,020	x_4	0,958	y_4	0,971	x_4	0,025
y_5	0,003	x_5	0,006	y_5	0,018	x_5	0,970	y_5	0,979	x_5	0,024

Los datos obtenidos de porcentaje en masa en ácido acético (*Tabla 1.9*) se pueden graficar sobre la curva de operación, junto con los datos de las líneas de reparto graficados como la curva de equilibrio.

Tabla 1.9. Composiciones en masa del ácido acético/curva de operación

y_{s+1}	0	0,003	0,009	0,022	0,051	0,122= y_1
x_s	0,006	0,016	0,036	0,075	0,149	0,3= x_F

El resultado será un gráfico similar al utilizado para el cálculo de etapas en la destilación del tipo McCabe-Thiele. Resolviendo se obtiene el mismo número de etapas que se obtuvieron en el diagrama ternario rectangular de la *Figura 1.9*.

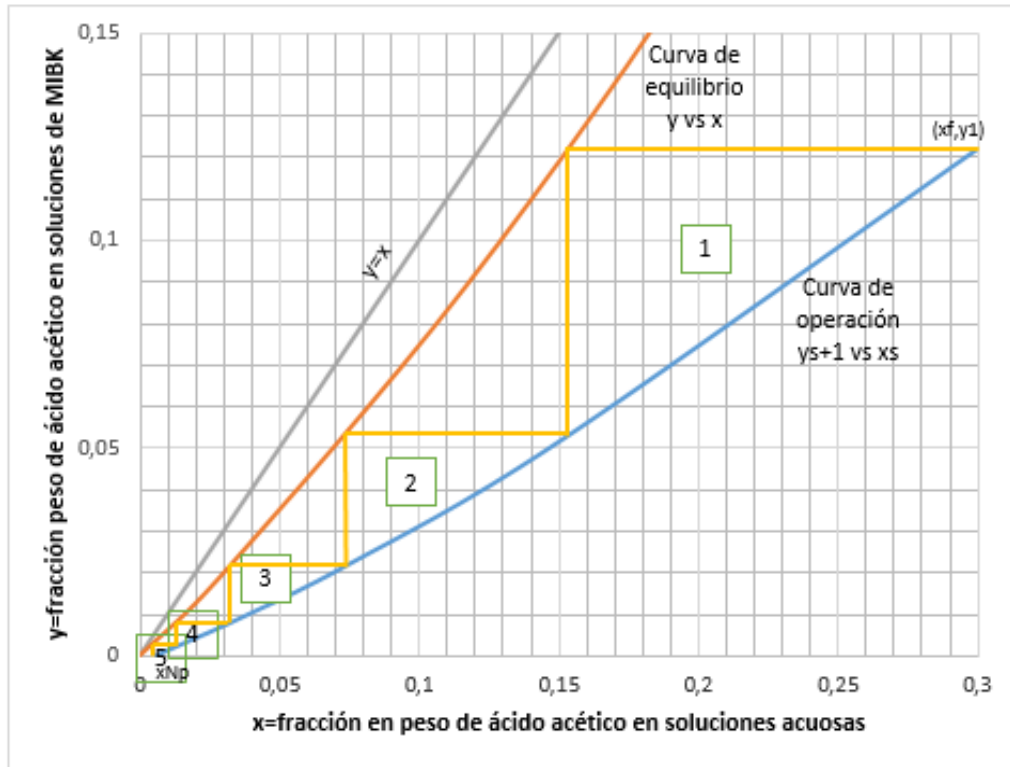


Figura 1.10. Transferencia de coordenadas al diagrama de distribución

$$\text{Número de etapas teóricas } (N_p) = 5$$

A1.2.2.2.2. Método abreviado

En la ELL se pueden aplicar métodos más abreviados de cálculo si se supone una velocidad de flujo constante a su paso para las dos corrientes de entrada al extractor; el disolvente de alimentación F' y el disolvente de extracción S' .

De esta manera, las concentraciones de soluto se pueden expresar como razones en peso del soluto respecto al disolvente de alimentación, X , y respecto al disolvente de extracción, Y .

$$\begin{aligned} F' &= 2000 \cdot (1 - 0,3) = 1400 \text{ kg } H_2O/h \\ X_f &= 0,3/0,7 = 0,43 \text{ kg } CH_3COOH /kg H_2O \\ X_r &= 0,01/0,99 = 0,01 \text{ kg } CH_3COOH /kg H_2O \\ S' &= 4000 \text{ kg } MIBK/h \end{aligned}$$

$$Y_s = 0/1 = 0 \text{ kg } CH_3COOH / \text{kg MIBK}$$

Los disolventes empleados son parcialmente miscibles y las concentraciones de soluto son relativamente bajas, lo que provoca que la miscibilidad en el extractor sea prácticamente constante.

En estas condiciones, el balance de materia se puede resolver con un método iterativo.

En primer lugar, se calcula en base a los datos de solubilidad la pérdida del disolvente de extracción (MIBK) en el refinado y la pérdida del disolvente de alimentación (agua) en el extracto.

$$\text{pérdida de MIBK en R} = \frac{0,016}{0,984} = 0,0163 \text{ kg MIBK/kg H}_2\text{O}$$

$$\text{pérdida de H}_2\text{O en E} = \frac{0,054}{0,857} = 0,0630 \text{ kg H}_2\text{O/kg MIBK}$$

Se supone que el disolvente de extracción disuelve al disolvente de alimentación, solo en la etapa de refinado y que el disolvente de alimentación disuelve al disolvente de extracción solo en la etapa de alimentación. Se asume así, que $R' = F'$ y $E' = S'$

A continuación, se realizan las iteraciones necesarias:

- 1ª iteración:

Se supone que $R' = F' = 1400 \text{ kg H}_2\text{O/h}$

Por consiguiente, el *disolvente de extracción en el R'* $= 0,0163 \cdot 1400 = 22,82 \text{ kg MIBK/h}$

Se estima $E' = 4000 - 22,82 = 3977,18 \text{ kg MIBK/h}$.

Por lo tanto, el *disolvente de alimentación en el E'* $= 0,0630 \cdot 3977,18 = 250,56 \text{ kg H}_2\text{O/h}$

-2ª iteración:

Se calcula $R' = 1400 - 250,56 = 1149,44 \text{ kg H}_2\text{O/h}$ y $E' = 4000 - (0,0163) \cdot (1149,44) = 3981,26 \text{ kg MIBK/h}$

-3ª iteración:

$R' = 1400 - (0,063) \cdot (3981,26) = 1149,18 \text{ kg H}_2\text{O/h} \rightarrow \text{no converge}$

-4ª iteración:

Se hace un cálculo iterativo hasta que R' converja.

$$E' = 4000 - (0,0163) \cdot (1149,18) = 3618,73 \text{ kg MIBK/h y } R' = 1400 - (0,063) \cdot (3618,73) = 1172,02 \text{ kg H}_2\text{O/h}$$

$$E' = 4000 - (0,0163) \cdot (1172,02) = 3980,90 \text{ kg MIBK/h y } R' = 1400 - (0,063) \cdot (3618,73) = 1149,20 \text{ kg H}_2\text{O/h}$$

$$E' = 4000 - (0,0163) \cdot (1149,20) = 3981,27 \text{ kg MIBK/h y } R' = 1400 - (0,063) \cdot (3981,27) = 1149,18 \text{ kg H}_2\text{O/h}$$

$$E' = 4000 - (0,0163) \cdot (1149,18) = \mathbf{3981,27 \text{ kg MIBK/h}} \text{ y } R' = 1400 - (0,063) \cdot (3981,27) = \mathbf{1149,18 \text{ kg H}_2\text{O/h}}$$

$$Y_e = \frac{F' \cdot X_f + S' \cdot Y_s - R' \cdot X_r}{E'} = \frac{1400 \cdot 0,43 - 1149,18 \cdot 0,01}{3981,27} = 0,1483 \text{ kg CH}_3\text{COOH /kg MIBK}$$

Fracción másica de ácido acético en el extracto:

$$Y_e = \frac{0,1483}{1 + 0,1483 + 0,0630} = 0,1224$$

La composición del refinado que sale de la etapa de alimentación, es decir x_1 se calcula como sigue:

Tabla 1.10. Correlación de los datos de equilibrio líquido-líquido para el sistema agua-acido acético-MIBK

X	Y (observada)	Y (calculada)
0.0299	0.0196	0.0196
0.1364	0.1039	0.1039
0.2708	0.2354	0.2355
0.3864	0.4038	0.3725
0.5964	0.6525	0.6520
0.8065	0.9492	0.9623

$$\text{Exponente} = \frac{\log(0.6525/0.2354)}{\log(0.5964/0.2708)} = 1.29$$

$$\text{Constante} = 0.6525 / (0.5964)^{1.29} = 1.27$$

$$Y(\text{calculada}) = 1.27(X)^{1.29} \text{ para } X \text{ mayor que } 0.25$$

$$\text{Exponente} = \frac{\log(0.1039/0.0196)}{\log(0.1364/0.0299)} = 1.10$$

$$\text{Constante} = 0.1039 / (0.1364)^{1.10} = 0.930$$

$$Y(\text{calculada}) = 0.930(X)^{1.10}, \text{ para } X \text{ entre } 0.03 \text{ y } 0.25$$

$$Y(\text{calculada}) = K'X = (0.0196/0.0299)X = 0.656X, \text{ para } X \text{ menor de } 0.03$$

Desde la correlación de los datos de equilibrio para el sistema (*Tabla 1.10*) se tiene que,

$$\text{para } 0,03 \leq x \leq 0,25 \rightarrow Y_e = 0,930(x)^{1,10}$$

$$X_1 = (0,1483/0,930)^{1/1,10} = 0,1884$$

Para cálculos abreviados como este se prefiere el uso del coeficiente de distribución K' en coordenadas de Bancroft.

$$K' = Y/X$$

Y también se utiliza la pendiente m de la línea de equilibrio en coordenadas de Bancroft.

$$m_1 = dY/dX = (0,930) \cdot (1,10) \cdot (X)^{0,1}$$

$$m_1 = dY/dX = (0,930) \cdot (1,10) \cdot (0,1884)^{0,1} = 0,8657$$

Para concentraciones de soluto bajas, en las que la curva de equilibrio es una recta, el valor de m es igual a K' .

$$m_r = dY/dX = K' = 0,656$$

$$m_r = 0,656 \text{ para } X_r = 0,01$$

$$K_s' = 0,656 \text{ para } Y_s = 0$$

A continuación, se calcula el factor de extracción:

$$\varepsilon = \frac{\sqrt{m_1 \cdot m_r} \cdot S'}{F'} = \frac{\sqrt{0,8657 \cdot 0,656} \cdot 4000}{1400} = 2,15$$

Por último, se necesita calcular X_f^B y Y_s^B para averiguar el número de etapas.

X_f^B se calcula mediante la ecuación que sigue:

$$X_f^B = X_f + \frac{S' - E'}{F'} \cdot Y_e = 0,43 + \frac{4000 - 3981,27}{1400} \cdot 0,1483 = 0,4320$$

Y_s^B se calcula mediante la ecuación que sigue:

$$Y_s^B = Y_s + \frac{F' - R'}{S'} \cdot X_r = 0 + \frac{1400 - 1149,18}{4000} \cdot 0,01 = 6,27 \cdot 10^{-4}$$

Con estos datos, ya es posible determinar N_p desde la *Figura 1.11*, o desde la *Ecuación 1.4* (Ecuación de Kremser)

Por la resolución de la ecuación de Kremser,

$$N_p = \frac{\ln \left[\left(\frac{X_f - Y_s/m_r}{X_r - Y_s/m_r} \right) \left(1 - \frac{1}{\varepsilon} \right) + \frac{1}{\varepsilon} \right]}{\ln \varepsilon} \quad (1.4)$$

$$N_p = \frac{\ln \left[\left(\frac{0,4320 - 6,27 \cdot 10^{-4}/0,656}{0,01 - 6,27 \cdot 10^{-4}/0,656} \right) \left(1 - \frac{1}{2,15} \right) + \frac{1}{2,15} \right]}{\ln 2,15} = 4,84 \approx 5$$

A partir de la solución gráfica a la ecuación de Kremser,

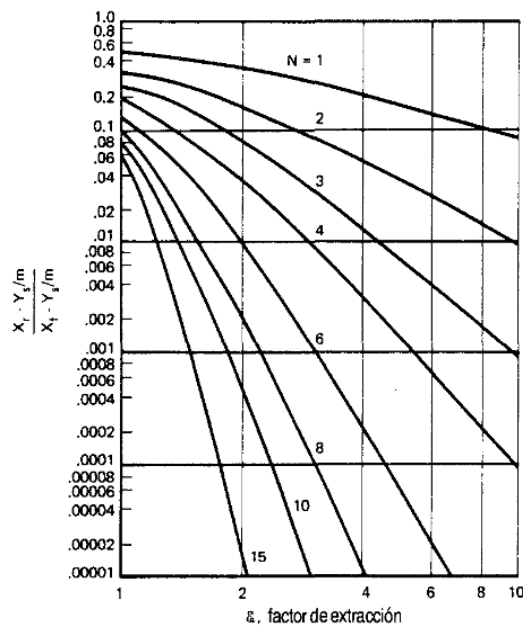


Figura 1.11. Solución gráfica a la ecuación de Kremser

$$\frac{X_r - Y_s/m_r}{X_f - Y_s/m_r} = \frac{0,01 - 6,27 \cdot 10^{-4}/0,656}{0,4320 - 6,27 \cdot 10^{-4}/0,656} = 0,0210$$

$$\varepsilon = \frac{\sqrt{m_1 \cdot m_r} \cdot S'}{F'} = \frac{\sqrt{0,8507 \cdot 0,656} \cdot 4000}{1400} = 2,15$$

Número de etapas teóricas (N_p) ≈ 5

Obtenemos el mismo resultado por ambos métodos, luego podemos asegurar que el número de etapas teóricas necesarias para las condiciones de diseño es 5.

A1.2.3. Balances de materia

Una vez se conocen el número de etapas de equilibrio teóricas y las composiciones de ácido acético en fracción másica de cada corriente, es posible realizar los balances de materia de forma global y para cada etapa en particular.

El balance para cada etapa proporciona información sobre los flujos másicos que entran y salen de cada etapa. De esta forma quedan perfectamente definidos los flujos de materia en el sistema.

Antes de comenzar con el cálculo, conviene recordar que ya se conocen los caudales y composiciones para la corriente de alimentación F y la corriente de disolvente de extracción S , puesto que están fijadas desde un principio.

$$\begin{aligned} F &= 2000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \\ x_F &= 0,3 \\ S &= 4000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \\ y_S &= 0 \end{aligned}$$

A1.2.3.1 Balance de materia global

La ecuación para el balance de materia global de la columna es la que sigue:

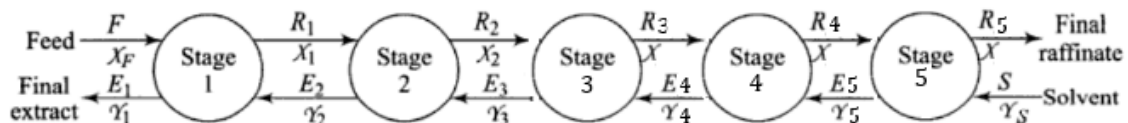


Figura 1.12. Esquema de la extracción por etapas a contracorriente para el caso que se estudia

$$F + S = E_1 + R_5 \quad (1.4. a)$$

$$E_1 = F + S - R_5 \quad (1.4. b)$$

$$F \cdot x_F + S \cdot y_S = E_1 \cdot y_1 + R_5 \cdot x_5 \quad (1.5. a)$$

$$y_S = 0 ; F \cdot x_F = E_1 \cdot y_1 + R_5 \cdot x_5 \quad (1.5. b)$$

Sustituyendo la Ecuación 1.4.b en la Ecuación 1.5.a y despejando,

$$F \cdot x_F = (F + S - R_5) \cdot y_1 + R_5 \cdot x_5$$

$$F \cdot x_F = (F + S) + R_5 \cdot x_5 - R_5 \cdot y_1$$

$$F \cdot x_F = (F + S) \cdot y_1 + R_5 \cdot (x_5 - y_1)$$

$$R_5 = \frac{F \cdot x_F - (F + S) \cdot y_1}{(x_5 - y_1)} = \frac{2000 \cdot 0,3 - (2000 + 4000) \cdot 0,122}{(0,006 - 0,122)} = 1137,93 \frac{kg}{h}$$

Resolviendo la Ecuación 1.4.b

$$E_1 = F + S - R_5 = 2000 + 4000 - 1137,93 = 4862,07 \frac{kg}{h}$$

A1.2.3.2. Balances de materia para cada etapa

A continuación, se realizan los balances de materia para cada etapa teórica de la columna:

Balances de materia para la etapa 1:

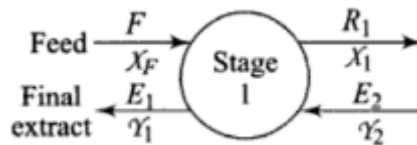


Figura 1.20. Esquema para la etapa de extracción 1

$$F + E_2 = E_1 + R_1 \quad (1.6. a)$$

$$E_2 = E_1 + R_1 - F \quad (1.6. b)$$

$$F \cdot x_F + E_2 \cdot y_2 = E_1 \cdot y_1 + R_1 \cdot x_1 \quad (1.7)$$

Sustituyendo la Ecuación 1.6.b en la Ecuación 1.7 y despejando,

$$F \cdot x_F + (E_1 + R_1 - F) \cdot y_2 = E_1 \cdot y_1 + R_1 \cdot x_1$$

$$F \cdot x_F + (E_1 - F) \cdot y_2 = E_1 \cdot y_1 + R_1 \cdot x_1 - R_1 \cdot y_2$$

$$F \cdot x_F + (E_1 - F) \cdot y_2 = E_1 \cdot y_1 + R_1 \cdot (x_1 - y_2)$$

$$R_1 = \frac{F \cdot x_F + (E_1 - F) \cdot y_2 - E_1 \cdot y_1}{(x_1 - y_2)}$$

$$R_1 = \frac{F \cdot x_F + E_1 \cdot (y_2 - y_1) - F \cdot y_2}{(x_1 - y_2)} =$$

$$= \frac{2000 \cdot 0,3 + 4862,07 \cdot (0,051 - 0,122) - 2000 \cdot 0,051}{(0,149 - 0,051)} = 1559,11 \frac{kg}{h}$$

Resolviendo la Ecuación 1.6.b,

$$E_2 = E_1 + R_1 - F = 4862,07 + 1559,11 - 2000 = 4421,18 \frac{kg}{h}$$

Balances de materia para la etapa 2:

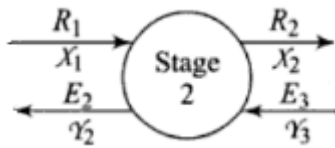


Figura 1.20. Esquema para la etapa de extracción 2

$$R_1 + E_3 = E_2 + R_2 \quad (1.8. a)$$

$$E_3 = E_2 + R_2 - R_1 \quad (1.8. b)$$

$$R_1 \cdot x_1 + E_3 \cdot y_3 = E_2 \cdot y_2 + R_2 \cdot x_2 \quad (1.9)$$

Sustituyendo la Ecuación 1.8.b en la Ecuación 1.9 y despejando,

$$R_1 \cdot x_1 + (E_2 + R_2 - R_1) \cdot y_3 = E_2 \cdot y_2 + R_2 \cdot x_2$$

$$R_1 \cdot x_1 + (E_2 - R_1) \cdot y_3 = E_2 \cdot y_2 + R_2 \cdot x_2 - R_2 \cdot y_3$$

$$R_1 \cdot x_1 + (E_2 - R_1) \cdot y_3 = E_2 \cdot y_2 + R_2 \cdot (x_2 - y_3)$$

$$R_2 = \frac{R_1 \cdot x_1 + (E_2 - R_1) \cdot y_3 - E_2 \cdot y_2}{(x_2 - y_3)}$$

$$R_2 = \frac{R_1 \cdot x_1 + E_2 \cdot (y_3 - y_2) - R_1 \cdot y_3}{(x_2 - y_3)} =$$

$$= \frac{1559,11 \cdot 0,149 + 4421,18 \cdot (0,022 - 0,051) - 1559,11 \cdot 0,022}{(0,075 - 0,022)} = 1316,85 \frac{kg}{h}$$

Resolviendo la Ecuación 1.8.b,

$$E_3 = E_2 + R_2 - R_1 = 4421,18 + 1316,85 - 1559,11 = 4178,92 \frac{kg}{h}$$

Balances de materia para la etapa 3:

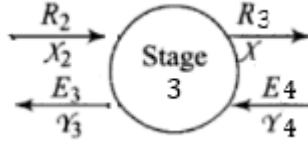


Figura 1.20. Esquema para la etapa de extracción 3

$$R_2 + E_4 = E_3 + R_3 \quad (1.10.a)$$

$$E_4 = E_3 + R_3 - R_2 \quad (1.10.b)$$

$$R_2 \cdot x_2 + E_4 \cdot y_4 = E_3 \cdot y_3 + R_3 \cdot x_3 \quad (1.11)$$

Sustituyendo la Ecuación 1.10.b en la Ecuación 1.11 y despejando,

$$R_2 \cdot x_2 + (E_3 + R_3 - R_2) \cdot y_4 = E_3 \cdot y_3 + R_3 \cdot x_3$$

$$R_2 \cdot x_2 + (E_3 - R_2) \cdot y_4 = E_3 \cdot y_3 + R_3 \cdot x_3 - R_3 \cdot y_4$$

$$R_2 \cdot x_2 + (E_3 - R_2) \cdot y_4 = E_3 \cdot y_3 + R_3 \cdot (x_3 - y_4)$$

$$R_3 = \frac{R_2 \cdot x_2 + (E_3 - R_2) \cdot y_4 - E_3 \cdot y_3}{(x_3 - y_4)}$$

$$\begin{aligned} R_3 &= \frac{R_2 \cdot x_2 + E_3 \cdot (y_4 - y_3) - R_2 \cdot y_4}{(x_3 - y_4)} = \\ &= \frac{1316,85 \cdot 0,075 + 4178,92 \cdot (0,009 - 0,022) - 1316,85 \cdot 0,009}{(0,036 - 0,009)} = 1206,90 \frac{kg}{h} \end{aligned}$$

Resolviendo la Ecuación 1.10.b

$$E_4 = E_3 + R_3 - R_2 = 4178,92 + 1206,90 - 1316,85 = 4068,97 \frac{kg}{h}$$

Balances de materia para la etapa 4:

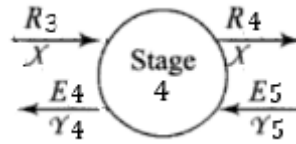


Figura 1.20. Esquema para la etapa de extracción 4

$$R_3 + E_5 = E_4 + R_4 \quad (1.12. a)$$

$$E_5 = E_4 + R_4 - R_3 \quad (1.12. b)$$

$$R_3 \cdot x_3 + E_5 \cdot y_5 = E_4 \cdot y_4 + R_4 \cdot x_4 \quad (1.13)$$

Sustituyendo la Ecuación 1.12.b en la Ecuación 1.13 y despejando,

$$R_3 \cdot x_3 + (E_4 + R_4 - R_3) \cdot y_5 = E_4 \cdot y_4 + R_4 \cdot x_4$$

$$R_3 \cdot x_3 + (E_4 - R_3) \cdot y_5 = E_4 \cdot y_4 + R_4 \cdot x_4 - R_4 \cdot y_5$$

$$R_3 \cdot x_3 + (E_4 - R_3) \cdot y_5 = E_4 \cdot y_4 + R_4 \cdot (x_4 - y_5)$$

$$R_4 = \frac{R_3 \cdot x_3 + (E_4 - R_3) \cdot y_5 - E_4 \cdot y_4}{(x_4 - y_5)}$$

$$R_4 = \frac{R_3 \cdot x_3 + E_4 \cdot (y_5 - y_4) - R_3 \cdot y_5}{(x_4 - y_5)} =$$

$$= \frac{1206,90 \cdot 0,036 + 4068,97 \cdot (0,003 - 0,009) - 1206,90 \cdot 0,003}{(0,016 - 0,003)} = 1185,68 \frac{kg}{h}$$

Resolviendo la Ecuación 1.12.b,

$$E_5 = E_4 + R_4 - R_3 = 4068,97 + 1185,68 - 1206,90 = 4047,75 \frac{kg}{h}$$

Balances de materia para la etapa 5:

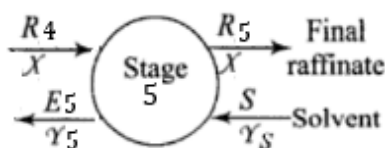


Figura 1.20. Esquema para la etapa de extracción 5

$$R_4 + S = E_5 + R_5 \quad (1.14. a)$$

$$R_5 = R_4 + S - E_5 \quad (1.14. b)$$

Resolviendo la Ecuación 1.14.b

$$R_5 = R_4 + S - E_5 = 1185,68 + 4000 - 4047,75 = 1137,93 \frac{kg}{h}$$

Este último balance no es estrictamente necesario, ya que antes se calculó el flujo másico de R_5 en el balance de materia global para toda la columna. Aun así, se ha recalculado en el balance de la última etapa para comprobar que los cálculos están bien realizados.

Se puede demostrar también que la diferencia de caudal entre la corriente de refinado que sale de cualquier etapa, R_{s-1} , y la corriente de extracto que entra en la etapa, E_s , es constante. Lo mismo ocurre para las cantidades que entran y salen de una etapa para cada componente.

Los datos de flujo másico de cada corriente para cada etapa están resumidos en la siguiente tabla:

Tabla 1.11. Caudales de la fase extracto y refinado en cada etapa de equilibrio

E_1	4862,07 kg/h	R_1	1559,11 kg/h
E_2	4421,18 kg/h	R_2	1316,85 kg/h
E_3	4178,92 kg/h	R_3	1206,90 kg/h
E_4	4068,97 kg/h	R_4	1185,68 kg/h
E_5	4047,75 kg/h	R_5	1137,93 kg/h

Con los flujos másicos totales y las composiciones de cada componente para cada etapa, podemos calcular los flujos másicos para cada componente.

Por ejemplo, para la corriente de fase extracto E_1 los caudales para cada componente se calculan de la siguiente manera:

$$q_{CH_3COOH} = y_{1,CH_3COOH} \cdot E_1 = 0,122 \cdot 4862,07 \text{ kg/h} = 593,17 \text{ kg/h}$$

$$q_{H_2O} = y_{1,H_2O} \cdot E_1 = 0,063 \cdot 4862,07 \text{ kg/h} = 306,31 \text{ kg/h}$$

$$q_{MIBK} = y_{1,MIBK} \cdot E_1 = 0,816 \cdot 4862,07 \text{ kg/h} = 3967,45 \text{ kg/h}$$

En la siguiente tabla se recogen los caudales para las dos fases y todos sus componentes:

Tabla 1.12. Caudales individuales de cada componente para la fase extracto y refinado en cada etapa de equilibrio

F	x_F	q (kg/h)	E_1	y_1	q (kg/h)
CH_3COOH	0,300	600	CH_3COOH	0,122	593,17
H_2O	0,700	1400	H_2O	0,063	306,31
$MIBK$	0	0	$MIBK$	0,816	3967,45
R_1	x_1	q (kg/h)	E_2	y_2	q (kg/h)
CH_3COOH	0,149	232,31	CH_3COOH	0,051	225,48
H_2O	0,794	1237,94	H_2O	0,033	145,90
$MIBK$	0,057	88,87	$MIBK$	0,916	4049,80
R_2	x_2	q (kg/h)	E_3	y_3	q (kg/h)
CH_3COOH	0,075	98,76	CH_3COOH	0,022	91,94
H_2O	0,889	1170,68	H_2O	0,024	100,29
$MIBK$	0,036	47,41	$MIBK$	0,954	3986,69
R_3	x_3	q (kg/h)	E_4	y_4	q (kg/h)
CH_3COOH	0,036	43,45	CH_3COOH	0,009	36,62
H_2O	0,935	1128,45	H_2O	0,020	81,38
$MIBK$	0,029	35,00	$MIBK$	0,971	3950,97
R_4	x_4	q (kg/h)	E_5	y_5	q (kg/h)
CH_3COOH	0,016	18,97	CH_3COOH	0,003	12,21
H_2O	0,958	1135,88	H_2O	0,018	73,24
$MIBK$	0,025	29,64	$MIBK$	0,979	3983,52
R_5	x_5	q (kg/h)	S	y_S	q (kg/h)
CH_3COOH	0,006	7,11	CH_3COOH	0	0
H_2O	0,970	1150,11	H_2O	0	0
$MIBK$	0,024	28,46	$MIBK$	1	4000

Se han realizado también los balances de materia en el programa de simulación de procesos Aspen Plus para comparar los resultados obtenidos con los cálculos y estos son los resultados:

Tabla 1.13. Resultados de caudales en la fase extracto y refinado en cada etapa de equilibrio, obtenidos a partir del cálculo en Aspen Plus

Etapa (s)	Alimentación	q fase Refinado (R_s)	q fase Extracto (E_s)
	kg/h	kg/h	kg/h
1	2000	1562,56	4872,15
2	0	1342,22	4434,71
3	0	1257,82	4214,37
4	0	1219,44	4129,97
5	4000	1127,85	4091,59

Comparando los datos obtenidos por Aspen Plus y los que obtenemos al realizar los cálculos, estos son valores de error relativo obtenidos:

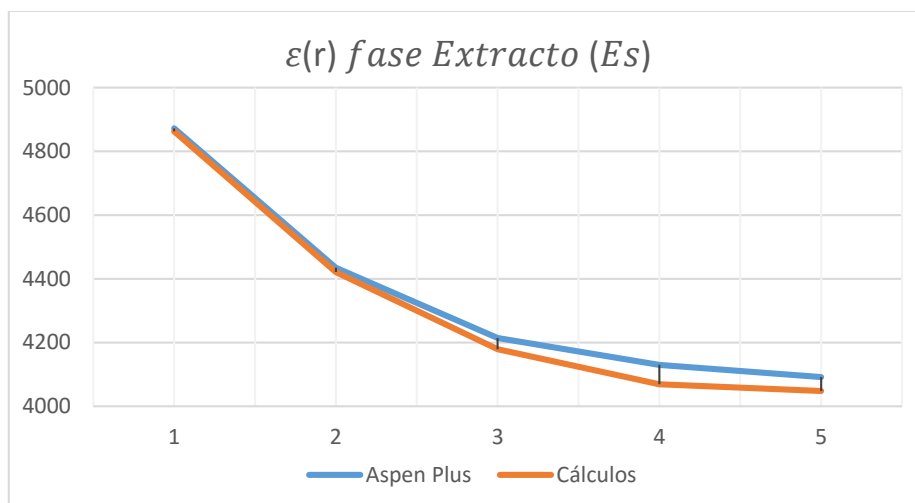


Figura 1.12. Error relativo en el cálculo de los caudales de la fase extracto para cada etapa

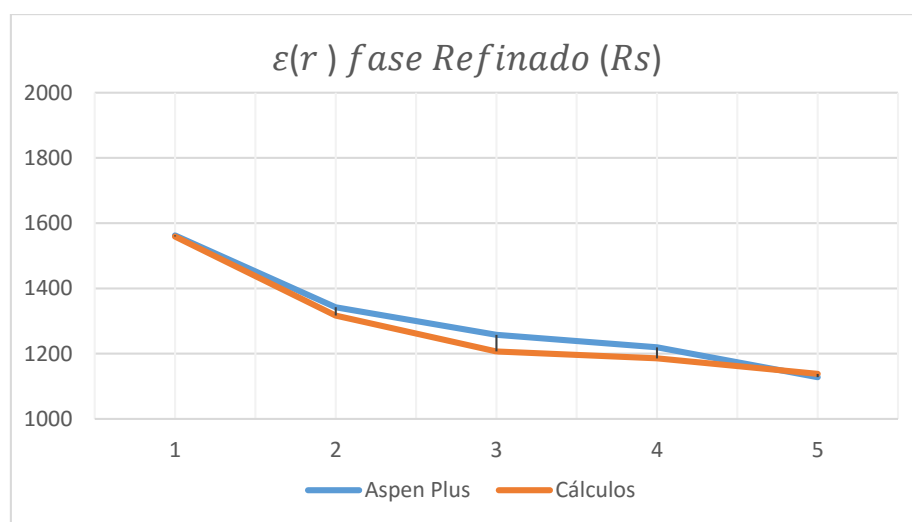


Figura 1.13. Error relativo en el cálculo de los caudales de la fase refinado para cada etapa

Tabla 1.14. Error relativo en el cálculo de caudales de la fase extracto y refinado para cada etapa

Etapa (s)	ε_r Alimentación	ε_r fase Refinado (R_s)	ε_r fase Extracto (E_s)
	(%)	(%)	(%)
1	0	0,22	0,21
2	-	1,93	0,31
3	-	4,22	0,85
4	-	2,85	1,50
5	0	-0,89	1,08

El error se ha calculado siguiendo la expresión,

$$\varepsilon_r (\%) = \frac{\text{Error absoluto}}{\text{Valor real}} = \frac{\text{valor Aspen} - \text{valor calculado}}{\text{valor calculado}} \cdot 100$$

Estos errores se pueden deber a pequeñas variaciones entre los datos de equilibrio estimados por el método UNIQUAQ-RK en el programa de simulación y los datos de equilibrio de la bibliografía, con los que se realizan los cálculos. Seguramente también se deba a que el programa considera pequeñas variaciones en el perfil de temperatura de las fases que circulan en el interior. Notamos errores mayores en etapas intermedias, pero para el extracto y el refinado final el error es prácticamente despreciable.

A1.3 Selección del disolvente

Para la selección de un disolvente en un proceso de extracción se deben contemplar las siguientes propiedades:

Selectividad:

Se define como la efectividad del disolvente para separar los componentes de la solución de alimentación. El poder de separación de un sistema líquido-líquido depende de la desviación de α respecto a la unidad. Una separación relativa con $\alpha = 1$ no proporciona separación de los componentes.

El coeficiente que mide esta separación relativa o selectividad entre dos componentes, es la razón de los dos coeficientes de distribución o coeficientes de reparto, K , de cada componente.

$$\alpha(b, c) = \frac{K_b}{K_c}$$

Cuanto mayor es la diferencia de la solubilidad del soluto de interés a extraer entre los dos disolventes, más fácil es la extracción.

La *Tabla 1.14* obtenida a partir de la bibliografía [14], nos proporciona los datos de selectividad o factores de separación del sistema. Se puede deducir que la selectividad es satisfactoria, pues sus valores siempre son mayores que la unidad.

En la *Figura 1.14*, se muestra el diagrama de selectividad en base libre de disolvente para el sistema ternario agua-ácido acético-MIBK. Del diagrama se puede deducir que la selectividad es suficientemente alta para que el disolvente separe los componentes de la alimentación sin problemas.

WATER (D1) AND CARBOXYLIC ACID (D2), AND SEPARATION FACTORS (S)		
D1	D2	S
Water (1) + Lactic Acid (2) + MIBK(3)		
0,01782	0,21408	12,01432
0,05105	0,30648	6,00319
0,06064	0,30905	5,09654
0,07433	0,4413	5,93697
0,09899	0,35381	3,57434
Water (1) + acetic Acid (2) + MIBK(3)		
0,02027	1,01146	49,90905
0,07146	1,01711	14,23374
0,09581	0,96497	10,07216
0,12121	0,94657	7,80945
0,14943	0,99595	6,66481
0,17882	0,9176	5,13143
0,24398	0,86253	3,53522
0,30584	1,03541	3,38545

Tabla 1.14. Coeficientes de distribución y factor de separación para el sistema agua-ácido acético-MIBK

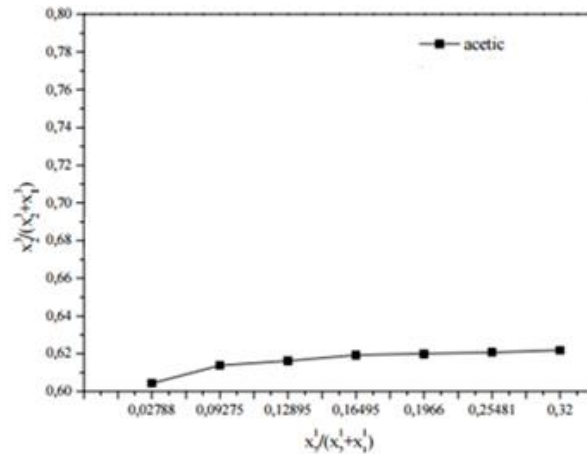


Figura 1.14. Diagrama de selectividad en base libre de disolvente para el sistema agua-ácido acético-MIBK

Coeficiente de distribución:

Cuanto mayor sea el coeficiente de distribución de un soluto mejor, pues supondrá una menor utilización de disolvente de extracción respecto a la alimentación, aunque no es necesario que sea mayor de 1.

K se define como el cociente de la fracción en peso del soluto en a fase del extracto y , dividida por la fracción en peso del soluto en la fase del refinado x

$$K = \frac{y}{x}$$

Desde el punto de vista termodinámico se define como el cociente de las fracciones molares de y y x

$$K^{\circ} = \frac{y^{\circ}}{x^{\circ}}$$

Existen tablas donde se recogen valores de K , en concreto K_1 (coeficiente de distribución en fracción peso del soluto y/x para la línea de enlace informado para la concentración de soluto más baja) para una lista de sistema ternarios escogidos.

En el presente TFG, únicamente es de interés la tabla para el sistema A-B-S, siendo el componente A= disolvente de alimentación (agua), componente B= soluto y componente (ácido acético) S=disolvente de extracción (*Tabla 1.15*)

Por principio K se aproxima a la unidad a medida que la concentración de soluto aumenta, K_1 también nos da la relación mínima de disolvente de extracción respecto al de la alimentación. De manera que si $K_1 = 0,657$, para extraer todo el soluto de 1 kg de flujo de disolvente de alimentación se requieren 1,52 kg o más de disolvente de extracción.

Tabla 1.15. Coeficientes de distribución para sistemas ternarios

Component B	Component S	Temp., °C.	K_1	Ref.
A = ethylene glycol				
Acetone	Amyl acetate	31	1.838	38
Acetone	n-Butyl acetate	31	1.940	38
Acetone	Ethyl acetate	31	1.850	38
A = furfural				
Trilinolein	n-Heptane	30	47.5	5
Triolein	n-Heptane	30	95	5
A = n-hexane				
Toluene	Sulfolane	25	0.336	4
Xylene	Sulfolane	25	0.302	4
A = n-octane				
Toluene	Sulfolane	25	0.345	4
Xylene	Sulfolane	25	0.245	4
A = water				
Acetaldehyde	n-Amyl alcohol	18	1.43	31
Acetaldehyde	Furfural	16	0.967	31
Acetic acid	1-Butanol	26.7	1.613	41
Acetic acid	Cyclohexanol	26.7	1.325	41
Acetic acid	Di-n-butyl ketone	25-26	0.379	32
Acetic acid	Diisopropyl carbinol	25-26	0.800	32
Acetic acid	Ethyl acetate	30	0.907	11
Acetic acid	Isopropyl ether	20	0.248	12
Acetic acid	Methyl acetate		1.273	29
Acetic acid	Methyl cyclohexanone	25-26	0.930	32
Acetic acid	Methylisobutyl ketone	25	0.657	40

Recuperabilidad: Por lo general, el disolvente de extracción debe ser recuperado de la corriente de extracto y la de refinado tras el proceso de extracción. A menudo se utiliza la destilación, por lo que será importante que la volatilidad relativa del disolvente de extracción sea significativamente menor o mayor a la unidad respecto a el componente a extraer.

$$\text{Volatilidad relativa } (\alpha) = 1,0 - 1,2$$

Reactividad química: El disolvente debe ser estable e inerte químicamente frente a los demás componentes del sistema y los materiales de construcción.

La metil-isobutil cetona es inerte químicamente frente a los demás componentes y estos son sus peligros químicos:

- La sustancia puede formar presumiblemente peróxidos explosivos
- Por combustión, formación de monóxido de carbono

Viscosidad, presión de vapor y punto de congelamiento: Deben ser bajos para facilitar el manejo y almacenamiento.

- Presión de vapor a 20°C = 2.13 kPa
- Viscosidad = 0,00054 kg·m/s
- Punto de fusión = -84.7°C

Solubilidad del disolvente. Una baja solubilidad del disolvente de extracción en el refinado dará como resultado una alta volatilidad relativa en la separación del refinado o si el disolvente no se recupera del refinado, una baja pérdida de disolvente. Una baja solubilidad del disolvente de alimentación en el extracto conduce a una separación relativa mayor y en consecuencia a un menor coste en la recuperación del soluto.

Densidad: La diferencia de densidades entre las dos fases líquidas tiene que ser suficiente para permitir que haya una buena velocidad de flujo a contracorriente, así como una buena velocidad de coalescencia. Cuanto mayor sea la diferencia tanto mejor.

$$\rho_{MIBK} = 796,44 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{alim.} = 982,55 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta\rho = 186,11 \text{ kg/m}^3$$

Tensión interfacial: Una tensión interfacial alta del sistema elegido puede provocar una coalescencia rápida y generalmente requiere una agitación mecánica para producir pequeñas gotas. Para el diseño

de la columna interesa que el fenómeno de rompimiento y formación de pequeñas gotas ocurra sin ayuda mecánica por lo que se busca un sistema de baja tensión interfacial que no repercuta negativamente sobre la velocidad de coalescencia. $\sigma = 10,4 \text{ dinas/cm}$.

Toxicidad: Se prefiera una baja toxicidad a la inhalación o contacto con la piel del disolvente siempre que sea posible ya que es más seguro durante la exposición en el mantenimiento o reparación de la columna.

- *Límites de exposición:*

TLV (como TWA): 50 ppm; 205 mg/m³ (ACGIH 1990-1991).

TLV (como STEL): 75 ppm; 307 mg/m³ (ACGIH 1990-1991).

- *Efectos de exposición de corta duración*

La sustancia irrita los ojos, la piel y el tracto respiratorio.

- *Riesgo de contaminación.*

La secretaría del Medio Ambiente, Recursos Naturales y Pesca considera que el manejo de más de 200.000 kg de metil-isobutil-cetona es una actividad de alto riesgo. En el caso que nos ocupa vamos a trabajar con una cantidad sumamente inferior, de 4000 kg.

Además, el disolvente tiene que ser de bajo coste, aunque vale la pena considerar un disolvente más caro si es más efectivo.

Tabla 1.16. Comparativa costes de la metil isobutil cetona y otros disolventes según el ICIS (2008)

Producto químico	Descripción	Peso	Precio, US\$
<u>Methyl isobutyl ketone</u>	US Gulf, contract del. E Rockies	lb	0.83-1.04
<u>Methyl isobutyl ketone</u>	US Gulf, spot ex-tank	lb	0.74-0.79
Ethyl acetate	US Gulf, spot USG (exp)	lb	0.48-0.59
Ethyl acetate	US Gulf, contract consumer	lb	0.58-0.67
n-Propyl acetate	tanks, dlvd. E.	lb	0.65-0.69

$$0,83 \frac{\$}{lb} \cdot \frac{0,89 \text{ €}}{1 \$} \cdot \frac{1 lb}{0,45 kg} = 1,64 \text{ €/kg}$$

$$1,64 \text{ €} \cdot I.P.C = 1,66 \text{ €} \cdot 1,06 = 1,76 \text{ €/kg}$$

Existen numerosas guías de selección de disolventes para su uso en la industria química [16], donde se tienen en cuenta factores medioambientales como la sostenibilidad y el ciclo de vida, la capacidad de recuperar o reciclar el disolvente, el impacto sobre el medio ambiente, su toxicidad y los riesgos que acompañan su uso. Una de las guías que más se usan en la industria, es la guía aportada por la empresa gsk (Figura 1.17), donde se define el impacto del disolvente por un sistema numérico y un código de colores muy sencillo de entender (Figura 1.16)

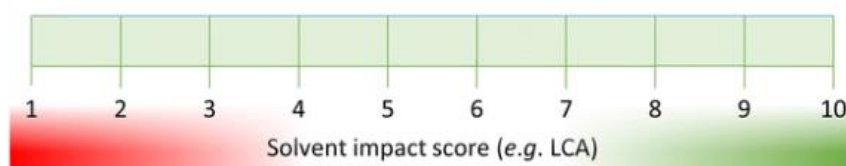


Figura 1.16. Código para la identificación del impacto del disolvente

Se enumera del 1 al 3 y se simbolizan con un color rojo aquellas propiedades que tengan un impacto negativo sobre el ser humano y el medioambiente.

Se enumera del 4 al 10 y se simboliza con un color verde aquellas propiedades que tengan un impacto positivo sobre el ser humano y el medio ambiente.

Haciendo un estudio detallado para cada tipo de disolvente y clasificándolos según su nivel de peligrosidad, se obtiene una tabla donde se aconseja el uso de determinados disolventes y se desaconseja el uso de otros (Tabla 1.17)

Diseño de una Columna de Extracción Líquido-Líquido de Platos Perforados a Escala de Planta Piloto Curso 2015/2016

Life Cycle
cradle to gate environmental impacts for manufacture

Waste
Recoverability and recyclability
Disposal issues (waste water treatment and incineration)
VOC

Impact
fate and effects to air and water

Health
OEL, EU risk phrases and risk of exposure

Safety
compatibility, flammability, process risk, conductivity

SOLVENT	Waste	Impact	Health	Safety	Life cycle	GMS use	GMS recovery
Ethylene glycol	4	9	8	9	9		
1-Butanol	5	8	8	8	5	Ir	Ir
Diethylene glycol butyl ether	5	7	10	9	7		
2-Ethyl hexanol	9	6	8	7	6	U	
Isoamyl alcohol	7	7	7	8	6		
2-Butanol	4	7	7	7	6		
Ethanol/IMS	4	6	10	7	9	C,D,Ir,T,U	T,U
2-Propanol	7	5	7	8	7		*,W
Isopropyl acetate	7	6	8	9	7		*,U
Ethyl acetate	4	8	8	4	6	A,C,D,Ir,T,U,W	A,C,D,Ir,T,U,W
Methyl acetate	2	10	7	5	7	W	
Dimethyl carbonate	3	7	8	7	8		
p-Xylene	8	2	7	5	7		
Toluene	7	3	6	4	7	A,C,D,Ir,T,U,W	A,C,Ir,U*
Fluorobenzene	4	2	4	5	1		
Methylisobutyl ketone	7	6	6	7	2	A,Ir,S,T,W	A,Ir,S,T,W
Acetone	2	9	8	5	1	A,C,D,Ir,T,U,W	A,C,Ir,T,U,W
Methylethyl ketone	4	6	8	5	1	D,Ir (future)	

Figura 1.17. Guía de selección de disolventes para la industria (gsk)

Como muestra la *Tabla 1.17* para la metil-isobutil-cetona solo existe impacto negativo en cuanto a su sostenibilidad dado a que su ciclo de vida obtiene una puntuación de 2 (color rojo). Esto no debe ser un problema si se trata como una fuente potencial de biomasa o se recupera por destilación [17].

Además, aparece como un disolvente recomendado, ya que no se aconseja ni se obliga su sustitución.

Tabla 1.17. Guía de selección del disolvente para la industria (gsk)

Classification	Solvent	CAS number	Melting point °C	Boiling point °C	Waste recycling, incineration, VOC, and biotreatment issues	Environmental Impact fate and effects on the environment	Health acute and chronic effects on human health and exposure potential	Flammability & Explosion storage and handling	Reactivity/ Stability factors affecting the stability of the solvent	Life Cycle Score Environmental impacts to produce the solvent	Legislation Flag alerts regulatory restrictions
Greenest	Water	7732-18-5	0	100	4	10	10	10	10	10	
Alcohols	1-Butanol	71-36-3	-89	118	5	7	5	8	9	5	
	2-Butanol	78-92-2	-115	100	4	6	8	7	9	6	
	Ethanol/IMS	64-17-5	-114	78	3	8	8	6	9	9	
	1-Butanol	75-65-0	-25	82	3	9	6	6	10	8	
	Methanol	67-56-1	-98	65	4	9	5	5	10	9	
	2-Propanol	67-63-0	-88	82	3	9	8	6	8	4	
	1-Propanol	71-23-8	-127	97	4	7	5	7	10	7	
Ester	2-Methoxyethanol	109-86-4	-85	124	3	8	2	7	6	7	
	t-Butyl acetate	540-88-5	-78	95	6	9	8	6	10	8	
	Isopropyl acetate	108-21-4	-73	89	5	7	7	6	9	7	
	Propyl acetate	109-60-4	-92	102	5	7	8	6	10	4	
	Dimethyl carbonate	616-38-6	-1	91	4	8	7	6	10	8	
	Ethyl acetate	141-78-6	-84	77	4	8	8	4	8	6	
Ketone	Methyl acetate	79-20-9	-98	57	3	9	7	4	9	7	
	Methylisobutyl ketone	108-10-1	-84	117	6	6	6	7	8	2	
	Acetone	67-64-1	-95	56	3	9	8	4	9	7	
	Methylethyl ketone	78-93-3	-87	80	3	7	8	4	8	3	

A1.4. Selección del tipo de columna

El equipo de extracción se divide en dos grandes grupos, que son:

- **Extractores por fases.** En estos, los líquidos entran en contacto alternativamente para que tiendan a alcanzar el equilibrio y seguidamente se procede a la separación, en una serie de etapas. También se denominan a estos “mezcladores-sedimentadores ya que estos aparatos tienen como misión el contacto y separación por decantación.
- **Extractores diferenciales.** En estos los líquidos están en contacto continuo durante todo su paso por el equipo y solo se separan a la salida.

Estos dos grandes grupos se puede subdividir aún más si se agrupan según el método que se emplea para proporcionar contacto entre las fases. Esta clasificación a su vez se basa en un crecimiento de complejidad en la construcción interna de los equipos.

i. Extractores que funcionan por gravedad

A. Sin piezas móviles que funcionen mecánicamente

Torres de paredes mojadas y similares

Torres de riego

Torres con tabiques

Torres con relleno

Torres con placas perforadas (placas cribosas)

B. Extractores agitados mecánicamente

ii. Extractores centrífugos

En la siguiente tabla se recogen los diferentes tipos o grupos de contactores según su contacto y según la manera en que proporcionan el contacto entre las fases.

Tabla 1.18. Clasificación de los distintos equipos de extracción

Classification of contactors			
Countercurrent flow produced by	Phase interdispersion by	Differential contactors	Stagewise contactors
Gravity	Gravity	GROUP A Spray column Packed column	GROUP B Perforated plate column
	Pulsation	GROUP C Pulsed packed column Pulsating plate column	GROUP D Pulsed sieve plate column Controlled cycling column
	Mechanical agitation	GROUP E Rotating disc contactor Oldshue-Rushton column Zeihi column Graesser contractor	GROUP F Scheibel column Mixer-settlers
Centrifugal force	Centrifugal force	GROUP G Podbielniak Quadronic De Laval	GROUP H Westfalia Robatel

Para la selección del tipo de extractor que se va a utilizar para una aplicación en particular se deben considerar los siguientes factores:

1. El número de etapas requerido
2. El caudal transferido
3. Las características de separación de las fases
4. El área del suelo disponible y altura del techo

Estos factores aparecen en la guía de selección de Hanson (*Figura 1.18*), que nos da el tipo de equipo más el adecuado según un árbol de decisiones. También podemos utilizar para la selección del equipo la *Tabla 1.19* donde aparecen los ámbitos de aplicación más comunes para los grupos de equipos antes descritos.

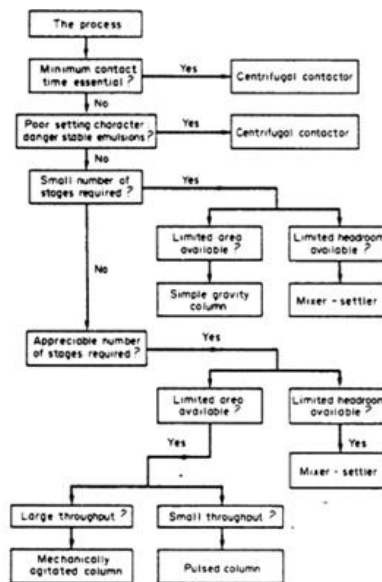


Figura 1.18. Guía de selección de equipos de extracción

Tabla 1.19. Ámbitos de aplicación para grupos de extractores

	System criterion	Modest throughput	High throughput
Small number of stages required	Chemically stable	A, B or mixer-settler	E or F
	Easy phase separation		
	Low value	C or D	E or F (not mixer-settler)
	Chemically stable		
Large number of stages required	Appreciable value	G or H	G or H
	Chemically unstable		
	Slow phase separation	B, C, D or mixer-settler	E or F
	Chemically stable		
Large number of stages required	Easy phase separation	C or D	E or F (not mixer-settler)
	Low value		
	Chemically stable	G or H	G or H
	Appreciable value		
Large number of stages required	Chemically unstable	B, C, D or mixer-settler	E or F
	Slow phase separation		

En el presente TFG, se va a seleccionar una columna de platos perforados como la de la *Figura 1.19* por las siguientes razones:

- No es necesario un tiempo de contacto mínimo entre las fases ya que la separación de fases es sencilla, el sistema es químicamente estable para las condiciones de diseño con las que se va a operar.
- Se requieren pocas etapas (5 etapas teóricas)
- Existen restricciones de espacio por el área disponible, y la altura de la planta en la cual se va a instalar el equipo principal y los auxiliares.

También se tiene en cuenta que el diseño de la columna tiene fines didácticos y no fines lucrativos (no se va a obtener ganancias de los productos) por lo que se busca un equipo de costes no muy altos y no es necesario un rendimiento muy alto para operar.

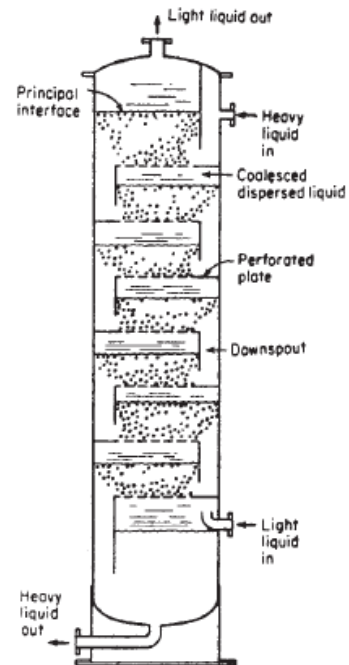


Figura 1.19. Extractor de placas perforadas dispuesto para dispersión del líquido ligero

Además, la elección de un extractor agitado mecánicamente sería un error puesto que el sistema de estudio en particular, tiene una tensión interfacial baja que no requiere de agitación para una buena dispersión y una buena eficiencia. La fuerza que gobernará el contacto entre las fases será la fuerza de gravedad, y el flujo a contracorriente se dará en virtud de una diferencia de densidades.

A1.5. Selección del tipo de plato

Existe una gran variedad de tipos de platos para su diseño, pero lo más comunes son solo tres: los perforados, los de campana, de borboteo y los de válvula.

Los factores que hay que considerar para seleccionar el tipo de plato más conveniente para el diseño son: el coste, la capacidad, el intervalo de operación, la eficacia y la caída de presión.

- Los platos de tamiz o perforados (*Figura 1.20*) funcionan de manera satisfactoria para la mayoría de las aplicaciones. Además, estos son los menos costosos y menos propensos a sufrir incrustaciones.

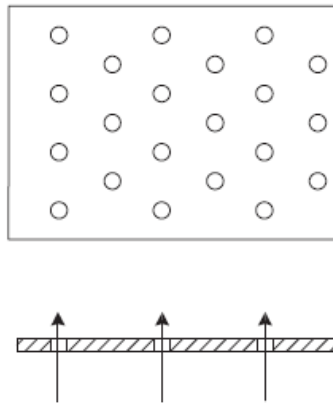


Figura 1.20. Esquema básico de un plato de tamiz o perforado

- Los platos de válvula fija son algo más caros que los platos de tamiz. Este aumento del coste está justificado con una mejora en el rendimiento ya que con estos tipos de plato se mejora el comportamiento de retorno. Este plato es comúnmente seleccionado cuando no existe peligro de incrustaciones
- Los platos de válvula móviles deben ser considerados exclusivamente cuando no se alcanza la razón de retorno especificada con los platos de tamiz o los platos de válvulas fijos
- Las campanas por borboteo solo se usan cuando se trabaja con un caudal bajo de gas y es de esencial importancia un sellado positivo del líquido a cualquier caudal.

Por razón de retorno se entiende la razón de los caudales mayores y los menores. Esto no debe ser un problema para los platos de tamiz o perforados porque se puede conseguir un intervalo de operación satisfactorio si el diseño es bueno. El intervalo de operación está en el rango de 50% a 120% de capacidad del diseño, lo cual permite flexibilidad en la operación para adaptarse a cambios en el caudal producido.

Los platos perforados son la solución más económica para cualquier tipo de material en el que se construyan, la eficacia de plato es teóricamente la misma para cualquier tipo de plato mientras se trabaje con el caudal para el cual es diseñado, en general este tipo de platos tiene menor caída de presión y permite una capacidad de caudal algo mayor que el resto.

Tenemos que tener también muy presente la información aportada por la bibliografía donde se aconseja el uso de platos perforados para el diseño de columnas de platos similares a la que vamos a diseñar en el presente TFG.

En la siguiente figura (*Figura 1.21*) se puede comprobar como en general resulta más satisfactorio el uso de platos horizontales que el de platos de válvulas, borboteadores o verticales para este tipo de equipos.

Se puede observar como para una misma relación de caudales de las fases, por ejemplo $L_C/L_D = 0,05$, una torre de platos perforados alcanza una $H.T.U$ ("HeightTransferUnit", altura de la unidad de transferencia) $< 2,5 \text{ ft}$ y una torre de platos con válvulas puede llegar a alcanzar una $H.T.U \gg 5$

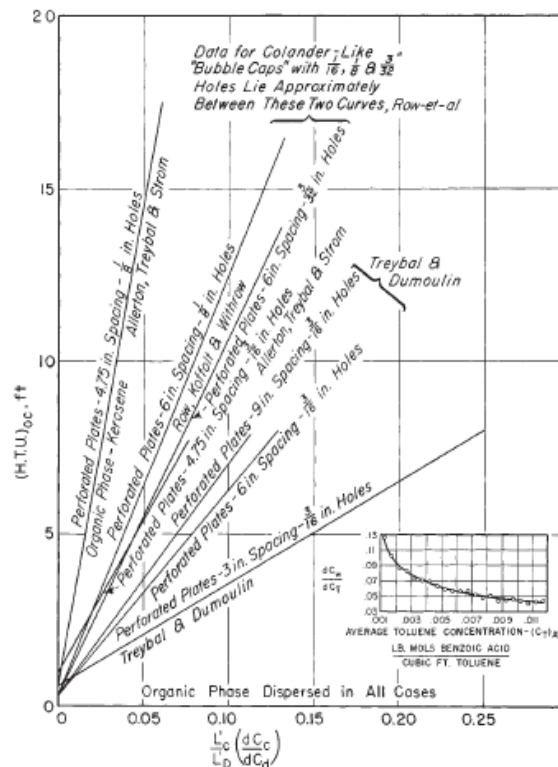


Figura 1.21. Eficacia de las distintas configuraciones de plato para columnas de extracción

Teniendo en cuenta las numerosas ventajas anteriormente descritas para el plato de tamiz o perforado y siguiendo los consejos aportados por la literatura, definitivamente se va a seleccionar para esta columna un plato de tipo perforado de un solo paso.

Para columnas de platos perforados con diámetro superior a 2 m se pueden colocar vertederos múltiples a intervalos a través del plato, pero para el caso de estudio la columna no será de tales dimensiones ya que no se pretenden alcanzar con las cantidades con las que se va a operar.

Por la bibliografía también se sabe que los tubos descendentes deben situarse a ras del plato del que parten, y por lo tanto carecen de rebosadero como en el contacto gas-liquido.

A1.6. Diseño hidráulico de la columna

En una etapa de contacto de platos se debe cumplir con ciertos requisitos, que son:

1. Proporcionar un buen contacto líquido-líquido
2. Proporcionar un tiempo de retención suficiente para que haya una buena transferencia de masa y por lo tanto una eficacia elevada
3. Contar con un área y espaciado suficiente para mantener la caída de presión dentro de unos límites aceptables
4. Contar con suficiente área para que el líquido circule libremente desde un plato al siguiente

Intervalo de operación:

Las columnas de platos perforados para extracción están sometidas a las mismas limitaciones que las columnas de destilación: inundación, arrastre y goteo (*Figura 1.17*). Con frecuencia se presentan problemas adicionales como la formación de suciedad que se origina por la presencia de pequeñas cantidades de impurezas.

El límite superior para el caudal de líquido disperso se establece por la condición de inundación. En la inundación existe una fuerte caída en la eficacia de los platos y un gran aumento de la caída de presión. La inundación puede ocurrir a causa del desplazamiento excesivo del líquido continuo al siguiente plato (arrastre), o bien por acumulación de líquido disperso conglutinado en los bajantes.

El límite inferior para el caudal del líquido disperso se establece por la condición de lloriqueo. Este fenómeno se da cuando la circulación de la fase dispersa es insuficiente para mantener el nivel del líquido en el plato.

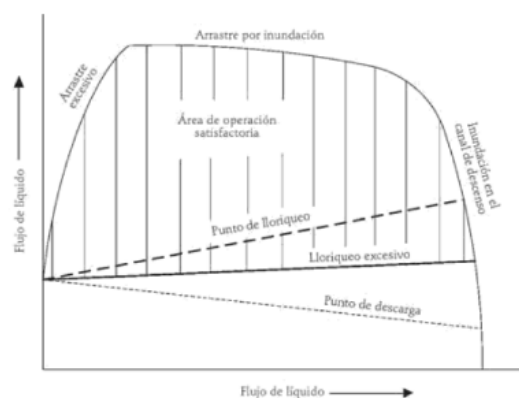


Figura 1.22. Diagrama de intervalo de operación satisfactoria para un plato perforado

A1.6.1. Fuentes de información de propiedades físico-químicas

Para el diseño hidráulico es necesario una búsqueda preliminar de los datos físico-químicos (peso molecular, densidad, viscosidad, difusividad, tensión interfacial, etc) de los componentes que forman el sistema agua-ácido acético-MIBK. Para ello se ha trabajado en dos líneas de búsqueda diferentes:

A1.6.1.1. Búsqueda en publicaciones científicas

Se estiman de forma rigurosa a partir de estudios experimentales [12], [13], los datos físico-químicos de los componentes del sistema de interés a las mismas condiciones de presión y temperatura. Se han encontrado datos experimentales en base a los pares de componentes que forman el sistema, en los que siempre aparece el soluto (ácido acético) y uno de los otros dos componentes parcialmente inmiscibles (*Tabla 1.20-1.24*).

Tabla 1.20. Coeficiente de difusión, viscosidad, y densidad para el sistema ácido acético (3) – metil-isobutil-cetona(2) a 293,15 K

T	x_{32}	D	μ	ρ
(K)	(mol/mol)	$10^{-5}(cm^2 \cdot s^{-1})$	$10^3 Pa \cdot s$	ρ (g/cm ³)
293,15	0,0000		0,5960	0,8008
	0,0074	1,7890		
	0,0690	1,7780		
	0,1970		0,6567	
	0,2018		0,6613	
	0,2045	1,6090		
	0,2237			0,8313
	0,4038		0,7502	
	0,4043	1,5060		
	0,4165			0,8639
	0,6014	1,3450	0,8817	
	0,6204			0,9088
	0,7936			
	0,7996		1,0526	
	0,8004	1,1050		
	0,8199			0,9696
	0,9984	0,8770		
	1,0000		1,2582	1,0495

Tabla 1.21. Coeficiente de difusión, viscosidad, y densidad para el sistema ácido acético (3) – metil-isobutil-cetona(2) a 303,15 K

T	x_{32}	D	μ	ρ
(K)	(mol/mol)	$10^{-5}(cm^2 \cdot s^{-1})$	$10^3 Pa \cdot s$	ρ (g/cm ³)
303,15	0,0000		0,5118	0,7916
	0,0077	2,0690		
	0,2026		0,5693	
	0,2029	1,8790		
	0,2237			0,8219
	0,4165			0,8542
	0,4228	1,6570	0,6641	
	0,4981	1,6060		
	0,4991		0,7178	
	0,5992	1,5770	0,7795	
	0,6204			0,8986
	0,8014	1,3550		
	0,8018		0,8839	
	0,8199			0,9590
	0,9983	1,0910		
	1,0000		1,0705	1,0385

Tabla 1.22. Coeficiente de difusión, viscosidad, y densidad para el sistema ácido acético(3) – agua(1) a 293,15 K

T	x_{31}	D	μ	ρ
(K)	(mol/mol)	$10^{-5}(cm^2 \cdot s^{-1})$	$10^3 Pa \cdot s$	ρ (g/cm ³)
293,15	0,0000		1,0318	0,9983
	0,0011	0,9870		
	0,2038	0,5830	2,0691	
	0,2239			1,0559
	0,4003			1,0688
	0,4077	0,5390	2,5724	
	0,5864			1,0694
	0,6054	0,5400	2,6563	
	0,7896			1,0621
	0,7936		2,0261	
	0,7939	0,6060		
	0,9953	1,0100		
	1,0000		1,2582	1,0495

Tabla 1.23. Coeficiente de difusión, viscosidad, y densidad para el sistema ácido acético(3) – agua(1) a 303,15 K

T	x_{31}	D	μ	ρ
(K)	(mol/mol)	$10^{-5}(cm^2 \cdot s^{-1})$	$10^3 Pa \cdot s$	ρ (g/cm ³)
303,15	0,0000		0,8012	0,9956
	0,0002	1,2140		
	0,2018		1,5990	
	0,2086	0,6970		
	0,2089		1,6455	
	0,2173			1,0480
	0,3794		1,9877	
	0,3808			1,0586
	0,3984		1,9651	
	0,4068	0,7070	2,0103	
	0,5516			
	0,5978		2,0495	
	0,6047	0,7290		
	0,7550			1,0543
	0,7613		1,8014	
	0,7622	0,7810		
	0,9955	1,2550		
	1,0000		1,0705	1,0385

Tabla 1.24. Tensión interfacial para el sistema agua(1) - metil-isobutil-cetona(2)- ácido acético(3) a 25 °C

σ (dinas/cm)	w_{31}	w_{32}
10,4	0,0000	0,0000
8,68	0,0331	0,0213
7,35	0,0545	0,0370
6,67	0,0738	0,0520
5,93	0,0902	0,0665
5,03	0,1180	0,0879
4,18	0,1400	0,1100
3,61	0,1630	0,1290
3	0,1810	0,1490
2,65	0,1970	0,1630

Los coeficientes de difusión, viscosidades y densidades (Tabla 1.20-1.23) se estiman de acuerdo a las concentraciones molares del ácido acético en las mezclas de ácido acético y cada uno de los otros dos componentes que son parcialmente miscibles entre sí.

La tensión interfacial (Tabla 1.24) se estima a partir de las concentraciones másicas del ácido acético en las mezclas de ácido acético y cada uno de los otros dos componentes que son parcialmente miscibles entre sí.

Se van a escoger las condiciones de diseño de la etapa 2 porque de las etapas intermedias es la que exhibe una ratio de flujo molar de ambas fases líquidas E_s/R_s mayor (Tabla 1.25). Es decir, es la que exhibe un mayor cambio en el perfil de extracción.

Tabla 1.25. Ratio de flujo molar para ambas fases

Etapa (s)	q' fase Refinado (R_s)	q' fase Extracto (E_s)	E_s/R_s
	kmol/h	kmol/h	
1	73,697	66,502	0,902
2	68,439	52,496	0,767
3	66,429	47,238	0,711
4	65,522	45,228	0,690
5	61,137	44,320	0,725

Como se muestra en la siguiente Tabla 1.26, la fase R_2 , y en general la fase continua tiende a disminuir su cantidad en MIBK, la fase E_2 la fase dispersa, tiende a disminuir su cantidad en H_2O , por lo que podemos suponer que los datos proporcionados de mezclas binarias del sistema representan bien las propiedades del sistema ternario global.

Tabla 1.26. Composición y caudal de cada componente de las fases extracto y refinado en la etapa 2

R_2	x_2	q (kg/h)	E_2	y_2	q (kg/h)
CH_3COOH	0,075	98,76	CH_3COOH	0,051	225,48
H_2O	0,889	1170,68	H_2O	0,033	145,90
MIBK	0,036	47,41	MIBK	0,916	4049,80

Se utilizan los caudales másicos de ácido acético en las corrientes de extracto y refinado para el cálculo de $x_{31}, x_{32}, w_{31}, w_{32}$. (x_{31}, x_{31} para $E \rightarrow$ fase dispersa ; x_{32}, w_{32} para $R \rightarrow$ fase continua)

Siendo, 1: agua, 2: MIBK, 3: ácido acético

$$x_{31} = \frac{R_{2,CH_3COOH}/PM_{CH_3COOH}}{R_{2,CH_3COOH}/PM_{CH_3COOH} + R_{2,H_2O}/PM_{H_2O}} = 0,0247$$

$$x_{32} = \frac{E_{2,CH_3COOH}/PM_{CH_3COOH}}{E_{2,CH_3COOH}/PM_{CH_3COOH} + E_{2,MIBK}/PM_{MIBK}} = 0,0850$$

$$w_{31} = \frac{E_{2,CH_3COOH}}{E_{2,CH_3COOH} + E_{2,H_2O}} = 0,0778$$

$$w_{32} = \frac{R_{2,CH_3COOH}}{R_{2,CH_3COOH} + R_{2,MIBK}} = 0,0527$$

Con los datos de las *Tablas 1.20-1.23* se realiza una interpolación gráfica a partir de la cual se obtienen los valores de coeficiente de difusión, viscosidad y densidad para las temperaturas de 293,15 K y 303,15 K. Haciendo una media aritmética se obtienen los valores para la temperatura de diseño (25°C = 298,15 K)

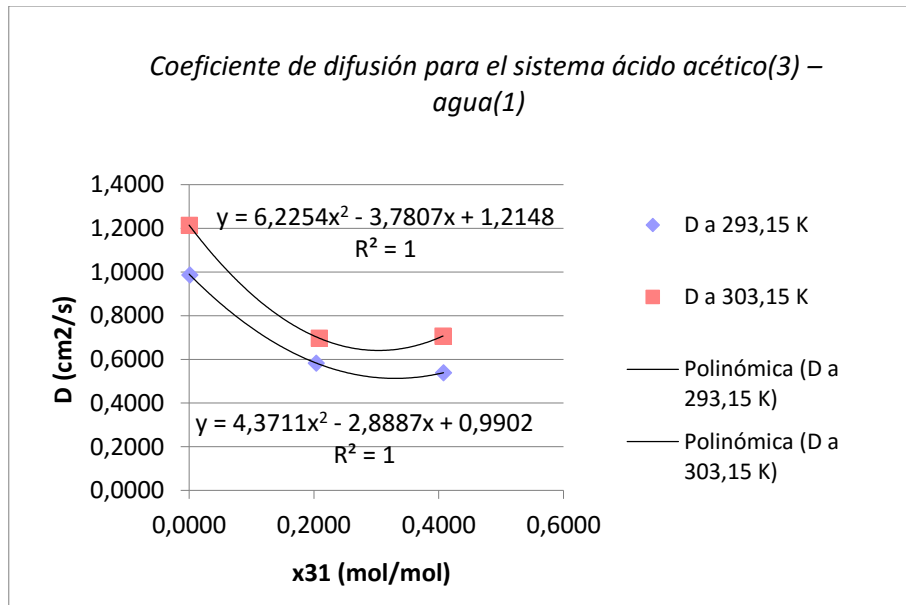


Figura 1.23. Coeficiente de difusión para el sistema ácido acético(3) – agua(1)

D a 293,15 K:

$$D = 6,2254 \cdot x_{31}^2 - 3,7807 \cdot x_{31} + 1,2148$$

$$D = 6,2254 \cdot 0,0247^2 - 3,7807 \cdot 0,0247 + 1,2148 = 1,1461 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$$

D a 303,15 K:

$$D = 4,3711 \cdot x_{31}^2 - 2,8887 \cdot x_{31} + 0,9902$$

$$D = 4,3711 \cdot 0,0247^2 - 2,8887 \cdot 0,0247 + 0,9902 = 1,1252 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$$

D a 298,15 K

$$D = D_{293,15} + D_{303,15}/2 = 1,1357 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$$

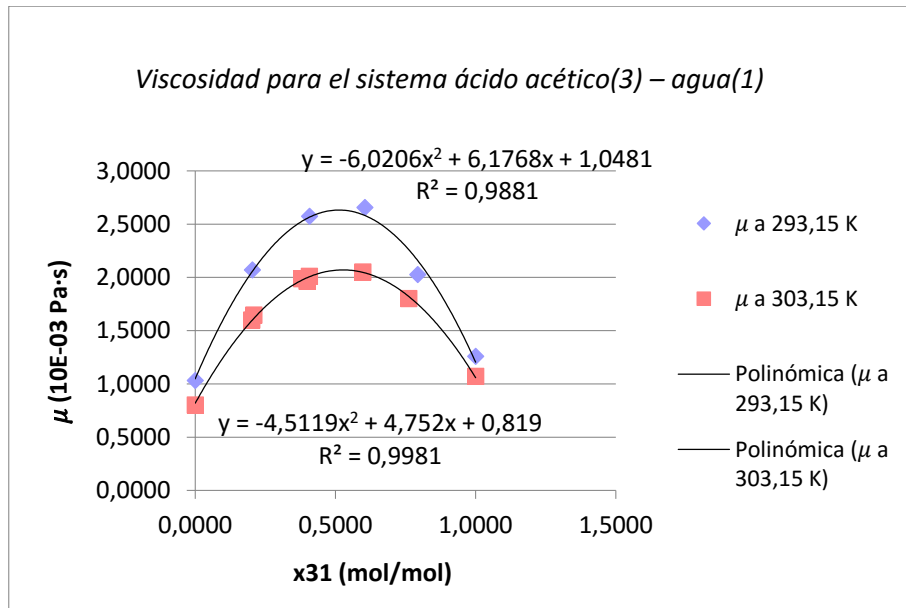


Figura 1.24. Viscosidad para el sistema ácido acético(3) – agua(1)

μ a 293,15 K

$$\mu = -6,0206 \cdot x_{31}^2 - 6,1768 \cdot x_{31} + 1,0481$$

$$\mu = -6,0206 \cdot 0,0247^2 - 6,1768 \cdot 0,0247 + 1,0481 = 1,0595 \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

μ a 303,15 K

$$\mu = -4,5119 \cdot x_{31}^2 - 4,752 \cdot x_{31} + 0,819$$

$$\mu = -4,5119 \cdot 0,0247^2 - 4,752 \cdot 0,0247 + 0,819 = 0,8278 \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

μ a 298,15 K

$$\mu = \mu_{293,15} + \mu_{303,15}/2 = 0,9437 \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

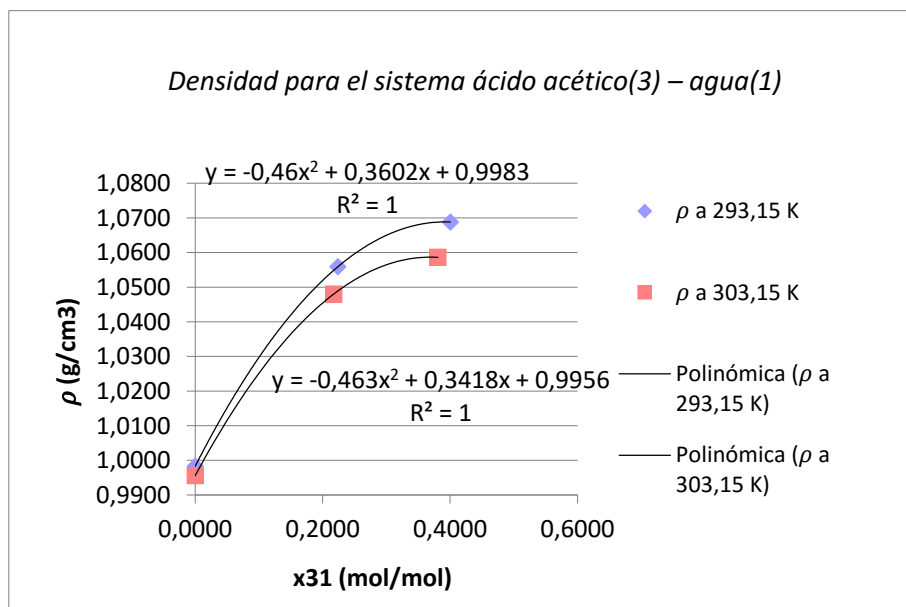


Figura 1.25. Densidad para el sistema ácido acético(3) – agua(1)

ρ a 293,15 K

$$\rho = -0,46 \cdot x_{31}^2 - 0,3602 \cdot x_{31} + 0,9983$$

$$\rho = -0,46 \cdot 0,0247^2 - 0,3602 \cdot 0,0247 + 0,9983 = 1,0069 \text{ g/cm}^3$$

ρ a 303,15 K

$$\rho = -0,463 \cdot x_{31}^2 - 0,3418 \cdot x_{31} + 0,9956$$

$$\rho = -0,463 \cdot 0,0247^2 - 0,3418 \cdot 0,0247 + 0,9956 = 1,0038 \text{ g/cm}^3$$

ρ a 298,15 K

$$\rho = \rho_{293,15} + \rho_{303,15}/2 = 1,0053 \text{ g/cm}^3$$

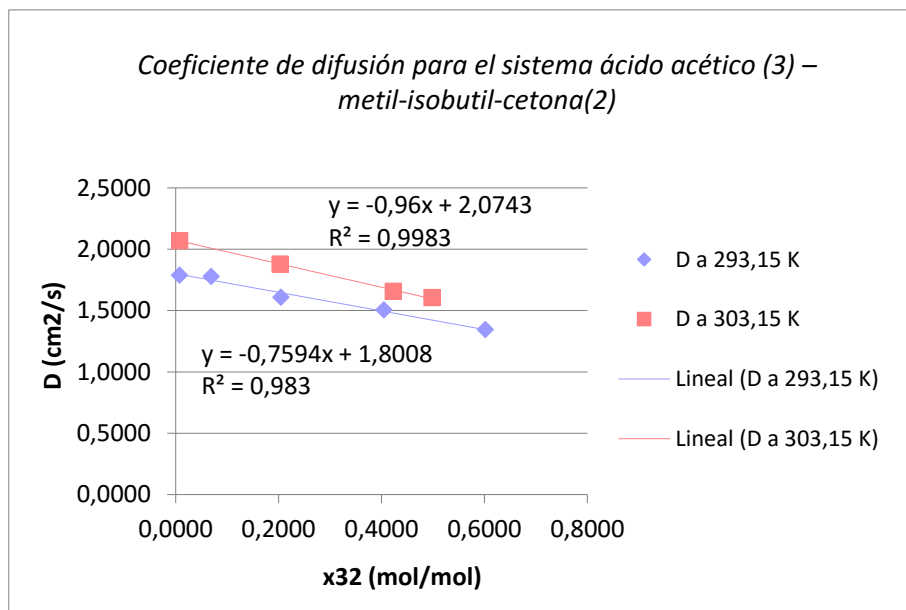


Figura 1.26. Coeficiente de difusión para el sistema ácido acético (3) – metil-isobutil-cetona(2)

D a 293,15 K:

$$D = -0,96 \cdot x_{32} + 2,0743$$

$$D = -0,96 \cdot 0,0850 + 2,0743 = 1,9927 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$$

D a 303,15 K:

$$D = -0,7594 \cdot x_{32} + 1,8008$$

$$D = -0,7594 \cdot 0,0850 + 1,8008 = 1,7362 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$$

D a 298,15 K

$$D = D_{293,15} + D_{303,15}/2 = 1,8645 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$$

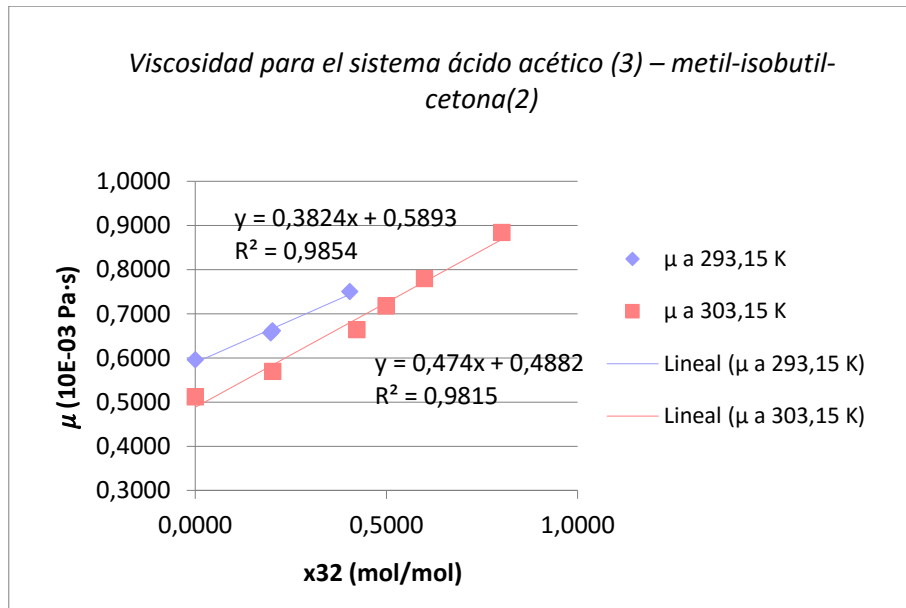


Figura 1.27. Viscosidad para el sistema ácido acético (3) – metil-isobutil-cetona(2)

μ a 293,15 K

$$\mu = 0,3824 \cdot x_{32} + 0,5893$$

$$\mu = 0,3824 \cdot 0,0850 + 0,5893 = 0,6657 \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

μ a 303,15 K

$$\mu = 0,474 \cdot x_{32} + 0,4882$$

$$\mu = 0,474 \cdot 0,0850 + 0,4882 = 0,5829 \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

μ a 298,15 K

$$\mu = \mu_{293,15} + \mu_{303,15}/2 = 0,9571 \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

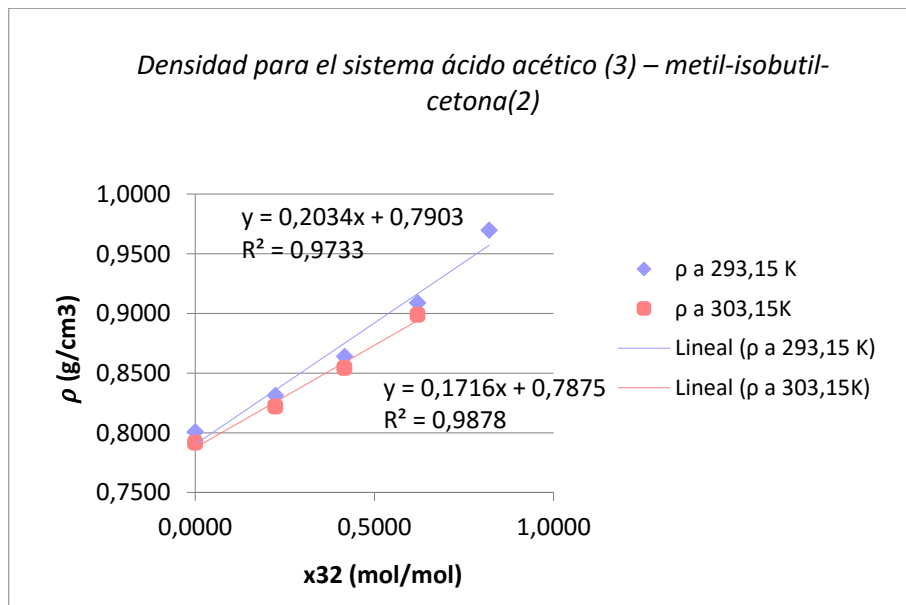


Figura 1.28. Densidad para el sistema ácido acético (3) – metil-isobutil-cetona(2)

ρ a 293,15 K

$$\rho = 0,2034 \cdot x_{32} + 0,7903$$

$$\rho = 0,2034 \cdot 0,0850 + 0,7903 = 0,8076 \text{ g/cm}^3$$

ρ a 303,15 K

$$\rho = 0,1716 \cdot x_{32} + 0,7875$$

$$\rho = 0,1716 \cdot 0,0850 + 0,7875 = 0,8025 \text{ g/cm}^3$$

ρ a 298,15 K

$$\rho = \rho_{293,15} + \rho_{303,15}/2 = 0,8050 \text{ g/cm}^3$$

Con los datos de las *Tabla 1.24* se realiza una interpolación gráfica a partir de la cual se obtiene el valor de tensión interfacial a la temperatura de diseño.

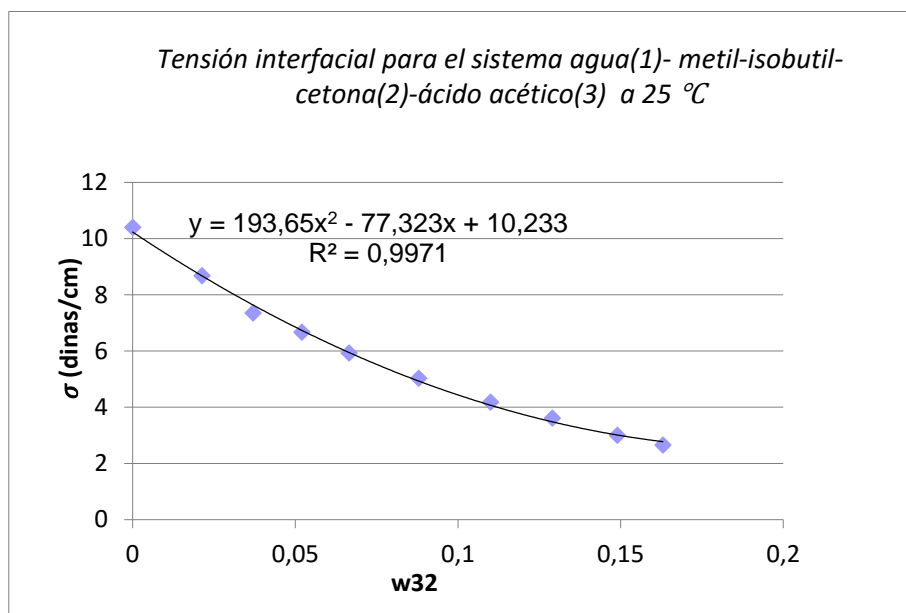


Figura 1.29. Tensión interfacial para el sistema agua(1)- metil-isobutil-cetona(2)-ácido acético(3) a 25 °C

$$\sigma = 193,65 \cdot w_{32}^2 - 77,323 \cdot w_{32} + 10,233$$

$$\sigma = 193,65 \cdot 0,0527^2 - 77,323 \cdot 0,0527 + 10,233 = 6,7 \frac{\text{dinas}}{\text{cm}}$$

A1.6.1.1.2. Búsqueda de las propiedades en el programa Aspen Plus

A partir de las tablas de datos guardados en el banco de datos de NIST ThermoData Engine que Aspen pone a disposición del usuario, o a partir de la estimación de propiedades con métodos de estimación de propiedades como UNIQUAQ-RK (antes utilizado para el cálculo de los datos de equilibrio en el apartado 1.2.2.1.b)

En las tablas que se presentan a continuación (*Tabla 1.27 y Tabla 1.28*) se muestran los resultados obtenidos para las distintas etapas en la columna.

Tabla 1.27. Datos de densidad y difusividad obtenidos en Aspen Plus

<i>Etapa (s)</i>	ρ fase refinado (R_s)	ρ fase extracto (E_s)	D_{CH_3COOH} fase refinado (R_s)	D_{CH_3COOH} fase extracto (E_s)
	kg/m^3	kg/m^3	m^2/s	m^2/s
1	974,63	852,57	1,32E-09	2,64E-09
2	984,20	827,45	1,23E-09	2,83E-09
4	990,94	811,62	1,17E-09	2,90E-09
5	991,97	809,11	1,16E-09	2,91E-09

Tabla 1.28. Datos de viscosidad obtenidos en Aspen Plus

<i>Etapa (s)</i>	μ fase refinado (R_s)	μ fase extracto (E_s)
	$N \cdot s/m^2$	$N \cdot s/m^2$
1	0,000903	0,000683
2	0,000949	0,000637
4	0,000986	0,000608
5	0,000989	0,000603

A1.6.2. Capacidad de flujo

La fuerza impulsora del flujo es la fuerza de gravedad. Se consigue el flujo a contracorriente de los dos líquidos en contacto en virtud de la diferencia entre sus densidades. El líquido ligero entra por el fondo y asciende (fase dispersa), mientras desciende el líquido denso que entra por la parte superior (fase continua).

Se ha elegido dispersar el líquido con menor densidad y que fluye a mayor velocidad volumétrica (solución de metil-isobutil-cetona), porque para un tamaño de gota dado, éste producirá la mayor área interfacial.

De manera que las condiciones de diseño escogidas son las recogidas en la siguiente tabla:

Tabla 1.29. Condiciones de diseño escogidas para el diseño hidráulico de la columna de extracción

	Solución acuosa continua(<i>C</i>)	Solución de metil-isobutil-cetona dispersa(<i>D</i>)
Flujo(<i>q</i>)	2000 kg/h	4000 kg/h
Conc. de ácido(<i>x</i>)	$x_{C_n} = 0,075$	$x_{D_{n+1}} = 0,022$
Densidad (ρ)	984,20 kg/m ²	827,45 kg/m ²
Viscosidad(μ)	$9,49 \cdot 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$	$6,37 \cdot 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$
Difusividad del ácido(<i>D</i>)	$1,23 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$	$2,83 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$
Tensión interfacial(σ)	$6,7 \text{ dinas}/\text{cm} = 0,0067 \text{ N}/\text{m}$	
Coeficiente de distribución	$m = \Delta x_C / \Delta x_D = 2,55$	

Las composiciones en ácido acético de la fase continua y la fase dispersa para la etapa 2 fueron calculadas en el apartado 1.2.2 y se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 1.30. Composiciones en ácido acético de las corrientes de extracto y refinado en cada etapa de equilibrio

% masa ácido acético			
y_1	0,122	x_1	0,149
y_2	0,051	$x_{C_n} = x_2$	0,075
$x_{D_{n+1}} = y_3$	0,022	x_3	0,036
y_4	0,009	x_4	0,016
y_5	0,003	x_5	0,006

Se entiende $x_{D_{n+1}}$ como la concentración de ácido acético para la fase dispersa que pasa a través de los orificios del plato inferior $n - 1$ y llega a la etapa n (Figura 1.30)

Y se entiende x_{C_n} como la concentración de ácido acético para la fase continua que procede del plato superior $n - 1$ y llega a la etapa n . (Figura 1.30)

Luego, el cálculo de las concentraciones molares de ácido acético para ambas fases en la etapa 2 es el siguiente:

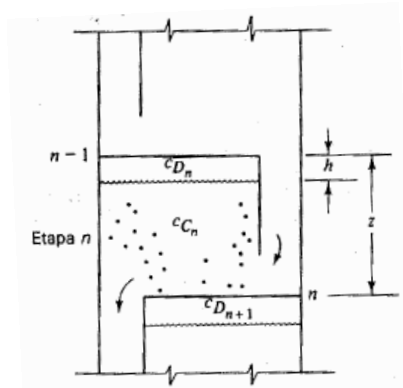


Figura 1.30. Esquema genérico de una etapa de extracción

$$PM_{CH_3COOH} = 60,05 \text{ g/mol}$$

$$C_{C_n} = \frac{x_{C_n} \cdot \rho_C}{PM_{CH_3COOH}} = \frac{0,075 \cdot 984,20}{60,05} = 1,23 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{D_{n+1}} = \frac{x_{D_{n+1}} \cdot \rho_D}{PM_{CH_3COOH}} = \frac{0,022 \cdot 827,45}{60,05} = 0,30 \text{ kmol/m}^3$$

En la siguiente tabla, se muestran los valores obtenidos en el cálculo del coeficiente de distribución para cada etapa de la columna.

Tabla 1.31. Valores del coeficiente de distribución para cada etapa

$x_{D_{n+1}}$	0	0,003	0,009	0,022	0,051	0,122 = x_{D_1}
x_{C_n}	0,006	0,016	0,036	0,075	0,149	0,3 = x_F
m		3,33	3,33	3,00	2,55	2,13

Para la etapa 2, m se calcula con la expresión que sigue,

$$m = \frac{\Delta x_C}{\Delta x_D} = \frac{x_{C_1} - x_{C_2}}{x_{D_1} - x_{D_2}} = \frac{0,149 - 0,075}{0,051 - 0,022} = 2,55$$

A partir del dato de m se puede calcular también el coeficiente de distribución en el equilibrio para la etapa 2.

$$m_{CD} = m \cdot \frac{\rho_C}{\rho_D} = 2,55 \cdot \frac{984,20}{827,45} = 3,03$$

La capacidad de flujo de la torre de platos perforados depende de:

- Las características de formación de la gota del sistema.
- Las velocidades terminales de la gota.
- La retención de la fase dispersa.
- La caída de presión.

A1.6.2.1 Formación de las gotas

Lo que ocurra dependerá fuertemente de la naturaleza del orificio y de si se moja o no preferencialmente por la fase dispersa.

El líquido que se va a dispersar fluye a través de perforaciones que son de ordinario de 3 a 8 mm de diámetro, dispuestas en los vértices de triángulos o cuadrados a una distancia de 12 a 20 mm. En el caso de sistemas de alta tensión interfacial es preferible el menor tamaño de agujero, pero como el sistema de estudio es de baja tensión interfacial ($\sigma = 0,0067 \text{ N/m}$) el tamaño de orificio no afecta de forma significativa a la eficiencia del proceso.

Se elegirá un valor de diámetro de orificio medio, $d_o = 6 \text{ mm}$, y un valor de espaciamiento entre orificios de $p' = 0,016 \text{ m}$. (Figura 1.31)

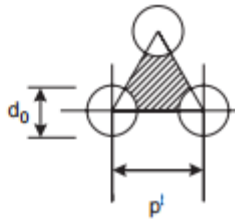


Figura 1.31. Disposición de los orificios en el plato

Si la gota líquida humedece preferencialmente al material del plato, el tamaño de la gota se vuelve incontrolablemente grande, por esta razón se utilizan pequeñas boquillas que se proyectan desde la superficie, con el fin de evitar esta dificultad. Los orificios se perforan en un plato plano de la forma mostrada en la Figura 1.32; la base se deja en su lugar, de cara a la dirección de formación de la gota.



Figura 1.32. Perforaciones para la fase dispersa

La mayoría de los plásticos, en especial polietileno, polipropileno y los fluoroplásticos, son hidrófobos; no deberán usarse para dispersar líquidos orgánicos.

Por esta razón y al ser el líquido disperso de estudio un líquido de carácter orgánico será recomendable utilizar un material que lo moje preferencialmente y que sea resistente a las corrosiones del ácido acético. Para estudios similares donde se ha estudiado el mismo sistema de equilibrio, se utilizaron platos de acero inoxidable. Por estos motivos, y por lo detallado en el estudio de la selección del material, presente en el apartado 2.1 de este mismo Anexo, el material seleccionado para el diseño será el acero inoxidable.

Si la placa plana que lleva el orificio no se moja preferencialmente por el líquido disperso, o si la boquilla lo proyecta en el líquido continuo, especialmente si la boquilla tiene un extremo agudo achaflanado (*Figura 1.32*), se puede gobernar el tamaño de las gotas.

A bajas velocidades por la abertura, las gotas se forman lentamente en ella, se separan y ascienden de manera uniforme. A medida que aumenta la velocidad, se forma finalmente un chorro o “cuello” de líquido disperso con formación de gotas en el extremo (*Figura 1.33*)

Al aumentar aún más la velocidad, la longitud del chorro pasa por un máximo y por último desaparece. El tamaño de la gota va siendo cada vez menos uniforme y finalmente se forma en el propio orificio pequeñas gotas atomizadas.

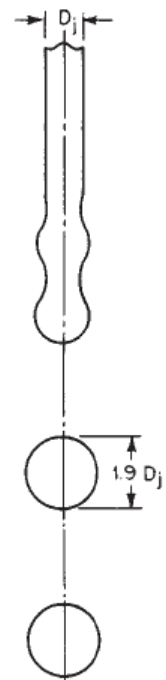


Figura 1.33. Rotura idealizada de un chorro.

Por tanto, la velocidad por los agujeros ha de ser tal que no se formen lentamente en la abertura las gotas de la fase dispersa, sino que se rompan por los agujeros finas corrientes de líquido en pequeñas gotitas a pequeña distancia de la placa.

Cuando sale un chorro, puede empezarse a calcular la velocidad a través del orificio. A velocidades mayores de $0,1 \text{ m/s}$, los tamaños de las gotas no son uniformes y el área interfacial producida por las gotas que se forman al romperse el chorro pasa por un máximo definido.

En la extracción, el maximizar la superficie interfacial de todas las gotas es importante para asegurar la rápida transferencia de masa. La velocidad en el orificio $V_{o,max}$, con la cual se consigue lo anterior puede calcularse con la siguiente expresión:

$$V_{o,max} = 2,69 \left(\frac{d_j}{d_o} \right)^2 \left[\frac{\sigma}{d_j (0,5137 \cdot \rho_D + 0,4719 \cdot \rho_C)} \right]^{0,5}$$

La relación orificio/diámetro del chorro está dada por:

$$\frac{d_o}{d_j} = 0,485 \left[\frac{d_o}{(\sigma \cdot g_C / \Delta \rho \cdot g)^{0,5}} \right]^2 + 1 \leftrightarrow \frac{d_o}{(\sigma \cdot g_C / \Delta \rho \cdot g)^{0,5}} < 0,785 \quad (1.14. a)$$

$$\frac{d_o}{d_j} = 1,51 \frac{d_o}{(\sigma \cdot g_c / \Delta \rho \cdot g)^{0,5}} + 0,12 \leftrightarrow \frac{d_o}{(\sigma \cdot g_c / \Delta \rho \cdot g)^{0,5}} > 0,785 \text{ (1.14. b)}$$

$$\Delta \rho = \rho_c - \rho_D = 156,75 \text{ kg/m}^2$$

$$d_o = 6 \text{ mm}$$

$$\frac{d_o}{\left(\frac{\sigma \cdot g_c}{\Delta \rho \cdot g}\right)^{0,5}} = \frac{0,006}{\left(\frac{0,0067}{156,75 \cdot 9,81}\right)^{0,5}} = 2,87 > 0,785$$

Luego se va a usar la *Ecuación 1.14.b* para el cálculo de la relación orificio/diámetro del chorro.

$$\frac{d_o}{d_j} = 1,51 \frac{d_o}{(\sigma \cdot g_c / \Delta \rho \cdot g)^{0,5}} + 0,12 = (1,51 \cdot 2,87) + 0,12 = 4,46$$

Despejando, obtenemos el valor del diámetro del chorro d_j ,

$$\frac{d_o}{d_j} = 4,46 ; d_j = \frac{d_o}{4,46} = \frac{0,006}{4,46} = 0,0013 \text{ m}$$

A partir de los siguientes datos, podemos obtener la velocidad en el orificio máxima:

$$d_o = 6 \text{ mm}$$

$$d_j = 0,0013 \text{ m}$$

$$\sigma = 0,0067 \text{ N/m}$$

$$\rho_D = 827,45 \text{ kg/m}^2$$

$$\rho_c = 984,20 \text{ kg/m}^2$$

$$V_{o,max} = 2,69 \left(\frac{0,0013}{0,006}\right)^2 \left[\frac{0,0067}{0,0013(0,5137 \cdot 827,45 + 0,4719 \cdot 984,20)}\right]^{0,5} = 0,0101 \text{ m/s}$$

Puesto que es menor de $0,1 \text{ m/s}$, se aconseja por la bibliografía que se utilice un valor de $V_{o,max}$, de $0,1 \text{ m/s}$ a $0,15 \text{ m/s}$

$$V_{o,max} = 0,1 \text{ m/s}$$

Una vez que se conoce la velocidad máxima a la que se va a formar el chorro de la fase dispersa, se calcula el tamaño de la gota. Se aconseja el diámetro de la gota calculado a partir de la *Figura 1.34*.

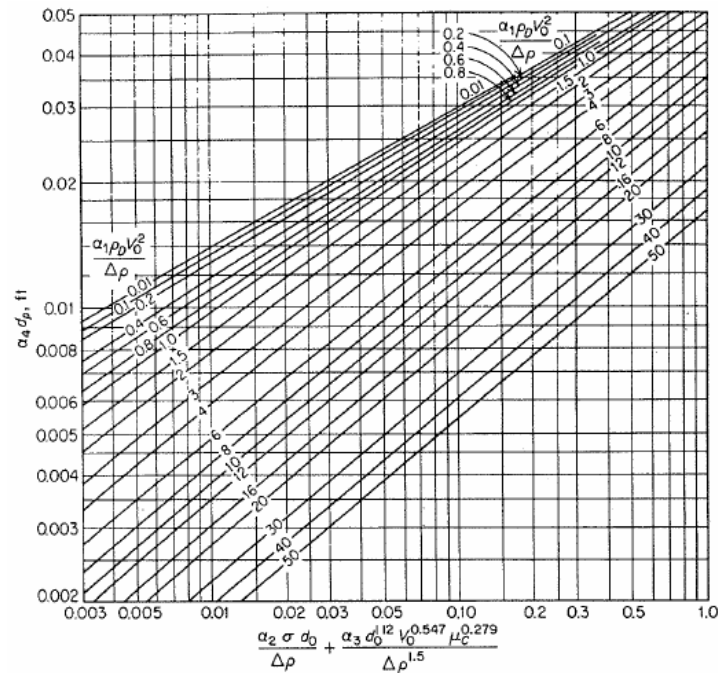


Figura 1.34. Diámetros de la gota para la dispersion de líquidos insolubles a través de boquillas y perforaciones

$$\text{parámetro} = \frac{\alpha_1 \cdot \rho_D \cdot V_o^2}{\Delta \rho} = \frac{10,76 \cdot 827,45 \cdot 0,1^2}{156,75} = 0,57$$

$$\begin{aligned} \text{abcisa} &= \frac{\alpha_2 \cdot \sigma \cdot d_o}{\Delta \rho} + \frac{\alpha_3 \cdot d_o^{1,12} \cdot V_o^{0,547} \cdot \mu_c^{0,279}}{\Delta \rho} = \\ &= \frac{52560 \cdot 0,0067 \cdot 0,006}{156,75} + \frac{1,246 \cdot 10^6 \cdot 0,006^{1,12} \cdot 0,1^{0,547} \cdot (9,49 \cdot 10^{-4})^{0,279}}{156,75} = 0,097 \end{aligned}$$

$$\text{ordenada} = \alpha_4 \cdot d_p = 3,281 \cdot d_p = 0,026$$

Despejando del valor de la *ordenada* obtenemos el d_p ,

$$d_p = \frac{0,026}{3,281} = 0,0079 \text{ m}$$

El área de las perforaciones del plato será entonces el cociente del caudal de la fase dispersa y la velocidad máxima de las gotas de la fase dispersa para la cual se forma el chorro.

$$A_o = \frac{q_D}{V_o} = \frac{0,00134}{0,1} = 0,0134 \text{ m}^2$$

$$q_D \left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right) = 4000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \left(827,45 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)^{-1} \cdot \left(3600 \frac{\text{s}}{\text{h}} \right)^{-1} = 0,00134 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

El número de perforaciones resultantes será el cociente del área de todas las perforaciones del plato y el área de una sola perforación.

$$N_o = \frac{A_o}{(\pi \cdot d_o^2 / 4)} = \frac{0,0134}{(\pi \cdot 0,006^2 / 4)} = 473,93 \approx 474$$

El área activa del plato (*Figura 1.35*) se calcula a partir de la siguiente relación:

$$A_a = \frac{A_o}{0,907 \cdot (d_o/p')^2} = \frac{0,0134}{0,907 \cdot (0,006/0,016)^2} = 0,1051 \text{ m}^2$$

$$p' = 0,016 \text{ m}$$

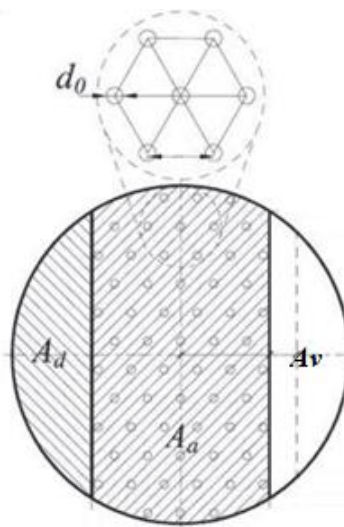


Figura 1.35. Diagrama de un plato perforado

Por la bibliografía se sabe que para un diámetro de orificio de 6 mm la relación de e_p/d_o para platos de acero inoxidable tiene un valor de 0,32 (*Tabla 1.32*)

Tabla 1.32. Valores de espesor de plato para diferentes valores de diámetro de orificio

Diámetro del orificio		Espesor del plato/diam. orif.		
m m	in	Acero	inoxidable	acero al carbón
3.0	$\frac{1}{8}$	0.65		
4.5	$\frac{3}{16}$	0.43		
6.0	$\frac{1}{4}$	0.32		
9.0	$\frac{9}{32}$	0.22		0.5
12.0	$\frac{3}{8}$	0.16		0.38
15.0	$\frac{5}{16}$	0.17		0.3
18.0	$\frac{3}{4}$	0.11		0.25

De esta relación se despeja el espesor del plato, e_p :

$$\frac{e_p}{d_o} = 0,32 ; e_p = d_o \cdot 0,32 = 0,006 \cdot 0,32 = 0,0019 \text{ m}$$

A1.6.2.2. Velocidad terminal de las gotas

La velocidad terminal de una gota líquida en un medio líquido es la velocidad de caída libre (o ascensión, según sea la densidad relativa) de una única gota aislada en el campo gravitatorio. Al aumentar el diámetro, ocurre una transición en el tamaño de la gota, más allá de la cual la forma de la gota ya no es esférica (aunque se escriba con d_p , como el diámetro de una esfera del mismo volumen), sino que la gota oscila y se deforma.

La velocidad terminal del tamaño de transición es un valor máximo y para tamaños más grandes, la velocidad cae lentamente al aumentar el diámetro. Para las viscosidades de líquidos muy puros (sin agentes tensoactivos, sin transferencia de masa) y para continuos menores de $0,005 \text{ kg} \cdot \text{m/s}$ (5 centipoises), la correlación de Hukintner proporciona la relación funcional.

La velocidad máxima de transición ocurre en una ordenada de la *Figura 1.36*, aproximadamente igual a 70 o cuando:

$$d_{p,trans} = 7,25 \left(\frac{\sigma \cdot g_c}{g \cdot \Delta \rho \cdot U^{0,15}} \right)^{0,5} = 7,25 \left(\frac{0,0067}{9,81 \cdot 156,75 \cdot (2,34 \cdot 10^8)^{0,15}} \right)^{0,5} = 5 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

La sección transversal de los vertederos se fija de acuerdo a la velocidad máxima de transición.

La torre se inundará si se acarrean cantidades excesivas de gotas de fase dispersa a través de los vertederos arrastradas en la fase continua.

Su área de sección transversal ha de ser tal que la velocidad lineal del líquido continuo en el conducto descendente no sea mayor que la velocidad de sedimentación terminal de alguna gota arbitrariamente pequeña del líquido disperso, pues de otro modo podría resultar recirculación del líquido disperso arrastrado por la bandeja, lo que produciría inundación.

La velocidad del líquido en el vertedero V_d debe, por lo tanto, ser menor que la velocidad terminal de todas las gotas, excepto las más pequeñas (que van más rápido); gotas de diámetro de 0,6 a 0.8 mm.

El continuo aumento en el flujo neto de uno cualquiera de los líquidos o la excesiva recirculación de la fase dispersa arrastrada, daría por resultado engrosamiento de la capa de fase dispersa conglutinada, hasta que se produjera inundación

Los vertederos se extienden más allá de la profundidad del líquido disperso conglutinado y acumulado en la placa, para evitar que el líquido disperso fluya a través de los vertederos. Los vertederos se instalan a nivel con el plato del que salen; no se deben utilizar derramaderos como las utilizadas en las torres de gas-líquido.

Son comunes espaciamientos de 0,15 a 0,61 m entre las bandejas y su tamaño se fijará por varias consideraciones. Las velocidades de transferencia de masa serán de ordinario más altas y las capacidades de flujo menores cuanto mayor sea el espaciamiento entre las bandejas.

Fijamos la velocidad de la fase continua V_d igual a la velocidad terminal de una gota muy pequeña de la fase dispersa ($d_p = 0,0007 \text{ m}$, $\mu_c = 9,49 \cdot 10^{-4} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$, $U = 2,34 \cdot 10^8$)

U se define como:

$$U = \frac{4 \cdot Re^4}{3 \cdot C_D \cdot We^3} = \frac{\rho_c^2 (\sigma \cdot g_c)^3}{g \cdot \mu_c^4 \cdot \Delta \rho} = \frac{984,20^2 \cdot 0,0067^3}{9,81 \cdot (9,49 \cdot 10^{-4})^4 \cdot 156,75} = 2,34 \cdot 10^8$$

p se define como:

$$p = \frac{\rho_c^2 \cdot \sigma^3}{g \cdot \mu_c^4 \cdot \Delta \rho} = \frac{984,20^2 \cdot 0,0067^3}{9,81 \cdot (9,49 \cdot 10^{-4})^4 \cdot 156,75} = 233587566,9$$

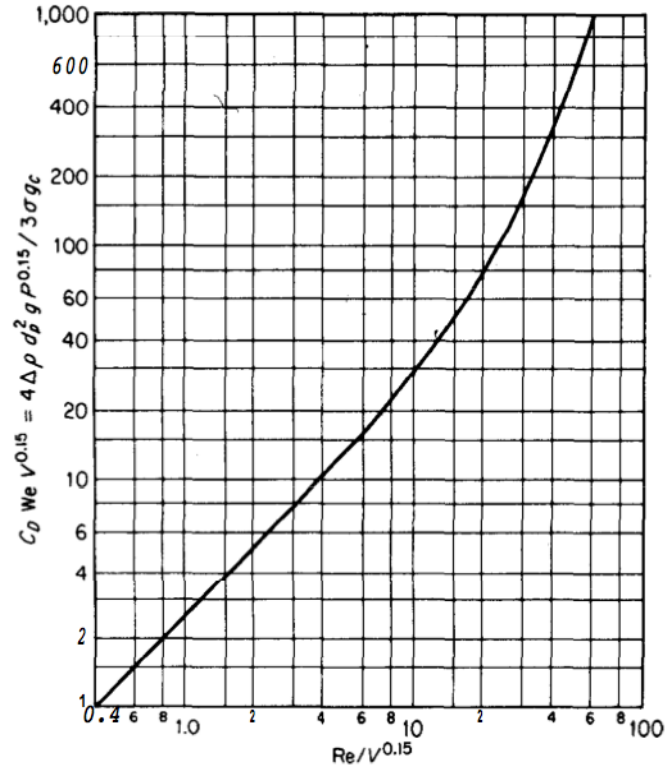


Figura 1.36. Velocidades de sedimentación terminal de gotas únicas de líquidos en medios líquidos infinitos

$$\text{ordenada} = \frac{4 \cdot \Delta \rho \cdot d_p^2 \cdot g \cdot p^{0,15}}{3 \cdot \sigma \cdot g_c} = \frac{4 \cdot 156,75 \cdot 0,006^2 \cdot 9,81 \cdot 233587566,9^{0,15}}{3 \cdot 0,0067} = 2,70$$

$$\text{abcisa} = \frac{d_p \cdot V_t \cdot \rho_c}{\mu_c \cdot U^{0,15}} = 1$$

Despejando del valor de la *abcisa* V_t obtenemos el valor de la velocidad terminal de una gota, y en consecuencia la velocidad de la fase continua.

$$V_t = \frac{1 \cdot \mu_c \cdot U^{0,15}}{d_p \cdot \rho_c} = \frac{1 \cdot 9,49 \cdot 10^{-4} \cdot (2,34 \cdot 10^8)^{0,15}}{0,0007 \cdot 984,20} = 0,0248 \text{ m/s}$$

$$V_t = V_d = 0,0248 \text{ m/s}$$

Se puede calcular el área de vertedero (Figura 1.35) como el cociente del caudal de la fase continua que desciende a través de la columna y su velocidad.

$$q_c \left(\frac{m^3}{s} \right) = 2000 \frac{kg}{h} \cdot \left(984,20 \frac{kg}{m^3} \right)^{-1} \cdot \left(3600 \frac{s}{h} \right)^{-1} = 6 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s}$$

$$A_d = \frac{q_c}{V_d} = \frac{0,000564}{0,0248} = 0,023 m^2$$

A partir de la siguiente tabla (*Tabla 1.33*), por la bibliografía se sabe la relación de A_a/A_t para diferentes longitudes de diámetro de la torre. En la tabla aparecen valores para diámetros en el rango de 1-3 m, por lo que se estima el valor de A_a/A_t a partir de una interpolación gráfica de los datos proporcionados (*Figura 1.37*)

Tabla 1.33. Valores de la relación A_o/A_t para distintos valores del diámetro de la torre

Diámetro de la torre		$\frac{A_a}{A_t}$
m	ft	
1	3	0.65
1.25	4	0.70
2	6	0.74
2.5	8	0.76
3	10	0.78

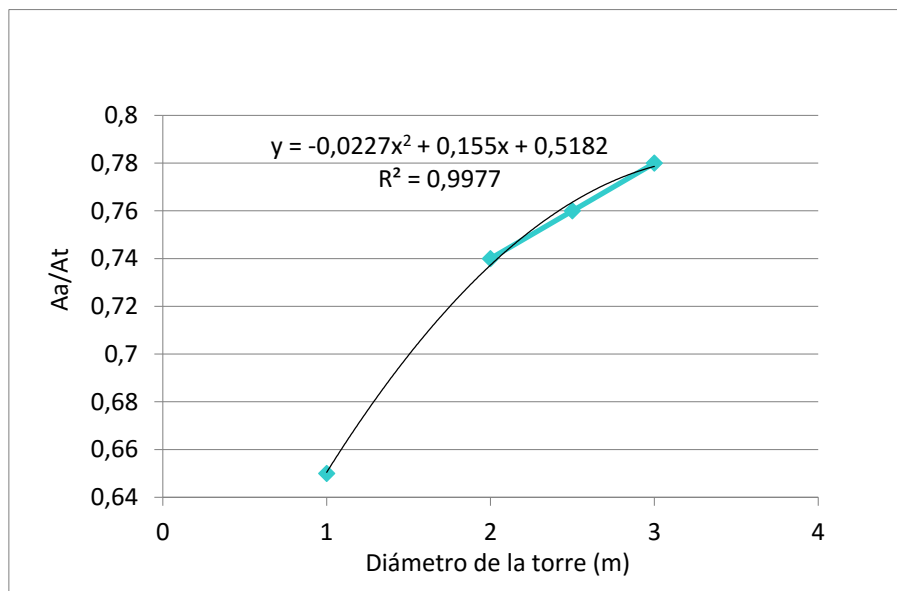


Figura 1.37. Interpolación gráfica de los datos de la Tabla 1.33

Se hace un cálculo iterativo hasta dar con el valor que cumpla que $T = \left(A_t \cdot \frac{4}{\pi} \right)^{0,5}$

Para un diámetro de 0,50 m, $T = 0,4764 m$

Para un diámetro de $0,4764\text{ m}$, $T = 0,4776\text{ m}$

Para un diámetro de $0,4776\text{ m}$,

$$\frac{A_a}{A_t} = -0,0227 \cdot T^2 + 0,155 \cdot T + 0,518$$

$$\frac{A_a}{A_t} = -0,0227 \cdot 0,4776^2 + 0,155 \cdot 0,4776 + 0,518 = 0,59$$

El área total será entonces,

$$\frac{A_a}{A_t} = 0,5871 ; A_t = \frac{A_a}{0,5871} = \frac{0,1051}{0,5871} = 0,1790\text{ m}^2$$

$$T = \left(A_t \cdot \frac{4}{\pi} \right)^{0,5} = \left(0,1790 \cdot \frac{4}{\pi} \right)^{0,5} = 0,4776\text{ m} = 47,76\text{ cm}$$

Para el valor de diámetro $0,4776\text{ m}$ converge el cálculo.

El área neta será entonces,

$$A_n = A_t - A_d = 0,179 - 0,023 = 0,156\text{ m}^2$$

Una vez calculadas las áreas de plato se tienen en cuenta algunas consideraciones del diseño de la columna particulares.

El área de placa que se encuentra frente al conducto descendente del plato inmediatamente superior carece de perforaciones en un espacio de aproximadamente 1 a 2 pulgadas de su conducto descendente. Para el plato hemos escogido un espacio de 1 pulgada ya que el diámetro de plato es pequeño. Esta distancia adicional ya está contemplada en el cálculo del A_t a partir de la *Tabla 1.33*

También hay que tener presente que los platos están apilados en dos grupos de ocho platos, cada uno de ellos separado por cuatro varillas hexagonales espaciadoras atornilladas a los platos. Estas cuatro barras pasan a través del plato ocupando dos de las barras cierta área activa.

Se supone que el hexágono (*Figura 1.38*) ocupa en su interior tres orificios del plato dispuesto en forma triangular de $p' = 0,016\text{ m}$.

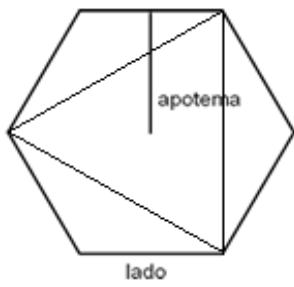


Figura 1.38. Área de la varilla espaciadora

$$A_t = \frac{b \cdot h}{2} = \frac{p' \cdot h}{2} = \frac{0,016 \cdot 0,014}{2} = 1,12 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$h^2 + \left(\frac{p'}{2}\right)^2 = p'^2 \rightarrow h = \sqrt{p'^2 - \left(\frac{p'}{2}\right)^2} = \sqrt{0,016^2 - \left(\frac{0,016}{2}\right)^2}$$

$$= 0,014 \text{ m}$$

$$A_t = \frac{A_h}{2} \rightarrow A_h = 2 \cdot A_t = 2 \cdot 1,12 \cdot 10^{-4} = 2,24 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$A_h = \frac{\text{lado} \cdot \text{apotema}}{2} = \frac{0,020 \cdot \text{apotema}}{2} = 2,24 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$\text{apotema} = \frac{2 \cdot 2,24 \cdot 10^{-4}}{0,02} = 0,022 \text{ m}$$

Recalculando las áreas del plato tenemos que:

$$N_o = \frac{A_o}{(\pi \cdot d_o/4)} = 3 \rightarrow A_o = \frac{(\pi \cdot 0,006^2/4)}{3} = 9,42 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2$$

$$A_a = \frac{A_o}{0,907 \cdot (d_o/p')^2} = \frac{9,42 \cdot 10^{-6}}{0,907 \cdot (0,006/0,016)^2} = 7,38 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$$

$$A_a = 0,1051 + 2 \cdot 7,38 \cdot 10^{-5} = 0,1052 \text{ m}^2$$

Se procede a calcular nuevamente A_t a partir de la expresión antes obtenida en la *Figura 1.37* y haciendo un cálculo iterativo hasta dar con el valor que cumpla que $T = \left(A_t \cdot \frac{4}{\pi}\right)^{0,5}$

$$\frac{A_a}{A_t} = -0,0227 \cdot T^2 + 0,155 \cdot T + 0,518$$

Para un diámetro de 0,4776 m, $T = 0,4778 \text{ m}$

Para un diámetro de 0,4778 m,

$$\frac{A_a}{A_t} = -0,0227 \cdot 0,4778^2 + 0,155 \cdot 0,4778 + 0,518 = 0,5871$$

El área total será entonces,

$$\frac{A_a}{A_t} = 0,5871 ; A_t = \frac{A_a}{0,5871} = \frac{0,1052}{0,5871} = 0,1792 \text{ m}^2$$

$$T = \left(A_t \cdot \frac{4}{\pi} \right)^{0,5} = \left(0,1792 \cdot \frac{4}{\pi} \right)^{0,5} = 0,4778 \text{ m} = 47,78 \text{ cm}$$

Para el valor de diámetro 0,4778 m converge el cálculo.

El área neta será entonces,

$$A_n = A_t - A_d = 0,1792 - 0,023 = 0,1562 \text{ m}^2$$

Y el área libre del plato será,

$$A_l = A_n - A_a = 0,1562 - 0,1052 = 0,051 \text{ m}^2$$

A1.6.2.3. Capa coalescida

El diseño de la torre requiere el cálculo de la profundidad de la capa conglutinada de fase dispersa para tener la seguridad de que es lo suficientemente pequeña para que no se produzca inundación (Figura 1.39). La profundidad total h se compone de la contribución procedente de ambas fases líquidas y se calcula por la caída de presión que se requiere para el flujo de líquidos.

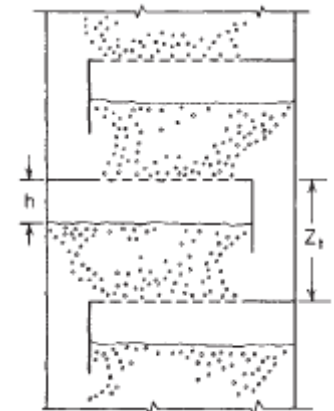


Figura 1.39. Altura de la capa dispersa conglutinada y espaciamiento entre platos

$$h = h_c + h_D$$

Para la fase dispersa,

$$h_D = h_o + h_\sigma$$

En donde h_o es el efecto de orificio debido al flujo en las perforaciones y h_σ es la altura necesaria para vencer los efectos de tensión interfacial.

h_o puede expresarse bien con la ecuación de orificio estándar, con un coeficiente de orificio constante $f_o = 0,67$

$$h_o = \frac{(V_o^2 - V_n^2) \cdot \rho_D}{2 \cdot g \cdot 0,67^2 \cdot \Delta \rho} = \frac{(0,1^2 - 0,0086^2) \cdot 827,45}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,67^2 \cdot 156,75} = 0,0059 \text{ m}$$

$$V_n = \frac{q_D}{A_n} = \frac{0,00134}{0,1562} = 0,0086 \text{ m/s}$$

h_σ puede calcularse a partir de,

$$h_\sigma = \frac{4 \cdot \sigma}{d_{p0,1} \cdot \Delta\rho \cdot g}$$

en donde $d_{p0,1}$ es el diámetro de las gotas producidas por el flujo de la fase dispersa con $V_o = 0,03 \text{ m/s}$ a través de las perforaciones.

Para el valor actual de $V = 0,1 \text{ m/s}$, h_σ no es importante, luego:

$$h_D = h_o + 0 = 0,0059 \text{ m}$$

La altura de líquido necesaria para el flujo de la fase continua h_C , resulta de pérdidas por fricción en el conducto descendente, las cuales son despreciables; contracción y expansión al entrar y salir por el conducto descendente, y dos cambios bruscos en la dirección del flujo.

El valor de h_C es igual 4,5 frentes de velocidad.

$$h_C = \frac{4,5 \cdot V_d^2 \cdot \rho_C}{2 \cdot g \cdot \Delta\rho} = \frac{4,5 \cdot 0,0248^2 \cdot 984,20}{2 \cdot 9,81 \cdot 156,75} = 0,0009 \text{ m}$$

$$h = h_C + h_D = 0,0009 + 0,0059 = 0,0068 \text{ m}$$

Para un valor menor de 50 mm de h , como es el presente estudio, hay peligro de que no todas las perforaciones operen.

Con el fin de garantizar que no se produzca lloriqueo de la fase continua en el plato inmediatamente inferior a bajos caudales, se incrementará deliberadamente la caída de presión de la fase continua a través de los bajantes con la constricción del área de flujo de la salida del bajante como se muestra en la *Figura 1.40*.

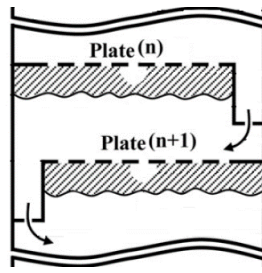


Figura 1.40. Restricciones del fondo del vertedero

En estas condiciones es mejor aumentar el valor de h_c colocando una restricción en el fondo de los vertederos.

El efecto de la restricción puede calcularse como el flujo a través de un orificio.

Puesto que esta altura es muy baja, hay que aumentarla colocando un orificio en el fondo del vertedero (Figura 1.41) Si V_R es la velocidad a través de esta restricción y si h_R es la profundidad correspondiente de la capa coalescida que se obtiene, la ecuación para los orificios da,

$$h_R = \frac{(V_R^2 - V_d^2) \cdot \rho_C}{2 \cdot g_c \cdot 0,67}$$

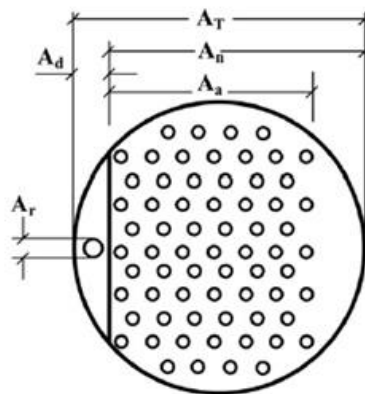


Figura 1.41. Esquema de un plato perforado con restricción en el vertedero

Se fija $h_R = 0,045 \text{ m}$, de donde $V_R = 0,252 \text{ m/s}$. Esto corresponde a un área de restricción

$$A_R = \frac{q_C}{V_R} = \frac{0,000564}{0,252} = 2,24 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

Que a su vez corresponde a un diámetro de orificio circular de $d_R = \left(A_R \cdot \frac{4}{\pi}\right)^{0,5} = \left(2,24 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{4}{\pi}\right)^{0,5} = 0,0534 \text{ m} = 5,34 \text{ cm}$

Finalmente,

$$h = 0,0068 + 0,045 = 0,052 \text{ m}$$

Para un diámetro de 47,78 cm se fija el espaciamiento entre los platos a $z = 0,3 \text{ m}$ y se lleva el faldón del vertedero hasta 0,2 m del plato inmediatamente inferior.

A1.6.2.4. Retención de la fase dispersa:

El espacio entre un plato y la capa coalescida sobre el plato siguiente está lleno con una dispersión del líquido disperso en el líquido continuo. Cuando los flujos son menores que los que causan la inundación, se ha establecido que la relación entre las velocidades de deslizamiento V_s y la velocidad terminal V_t , de una única partícula ($\phi_D = 0$) es una función única de la retención de la fase dispersa ϕ_D para todos los sistemas particulados fluidos que se mueven verticalmente (sistemas gas-sólido, líquido-sólido y líquido-líquido)

La velocidad de deslizamiento es la velocidad relativa neta entre las dos fases, y si fluyen a contracorriente.

$$V_s = \frac{V_D^*}{\phi_D} + \frac{V_c}{1 - \phi_D}$$

La correlación de Zenz (*Figura 1.42*), derivada a partir de sistemas fluido-sólido, proporciona la función $(V_s/V_t, \phi_D)$, con V_t para sólidos dada la curva para ($\phi_D = 0$). En el caso de extractores de plato perforado, V_d se vuelve V_n , y puesto que la fase continua fluye en forma horizontal, V_c se toma como cero, de forma que:

$$V_s = \frac{V_n}{\phi_D}$$

$$V_s \cdot \phi_D = V_n = 0,0086 \text{ m/s}$$

Se calcula de nuevo la velocidad terminal del tamaño de transición de gota a partir de la *Figura 1.36*, pero esta vez con el diámetro de partícula real de las gotas.

Para, $d_p = 0,0079 \text{ m}$, $\mu_c = 9,49 \cdot 10^{-4} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$, $U = 2,34 \cdot 10^8$

$$\text{ordenada} = \frac{4 \cdot \Delta \rho \cdot d_p^2 \cdot g \cdot p^{0,15}}{3 \cdot \sigma \cdot g_c} = \frac{4 \cdot 156,75 \cdot 0,0079^2 \cdot 9,81 \cdot 233587566,9^{0,15}}{3 \cdot 0,0067} = 345,89$$

$$\text{abcisa} = \frac{d_p \cdot V_t \cdot \rho_c}{\mu_c \cdot U^{0,15}} = \frac{0,0079 \cdot V_t \cdot 984,20}{9,49 \cdot 10^{-4} \cdot (2,34 \cdot 10^8)^{0,15}} = 40$$

Despejando V_t :

$$V_t = \frac{40 \cdot \mu_c \cdot U^{0,15}}{d_p \cdot \rho_c} = \frac{40 \cdot 9,49 \cdot 10^{-4} \cdot (2,34 \cdot 10^8)^{0,15}}{0,0079 \cdot 984,20} = 0,0879 \text{ m/s}$$

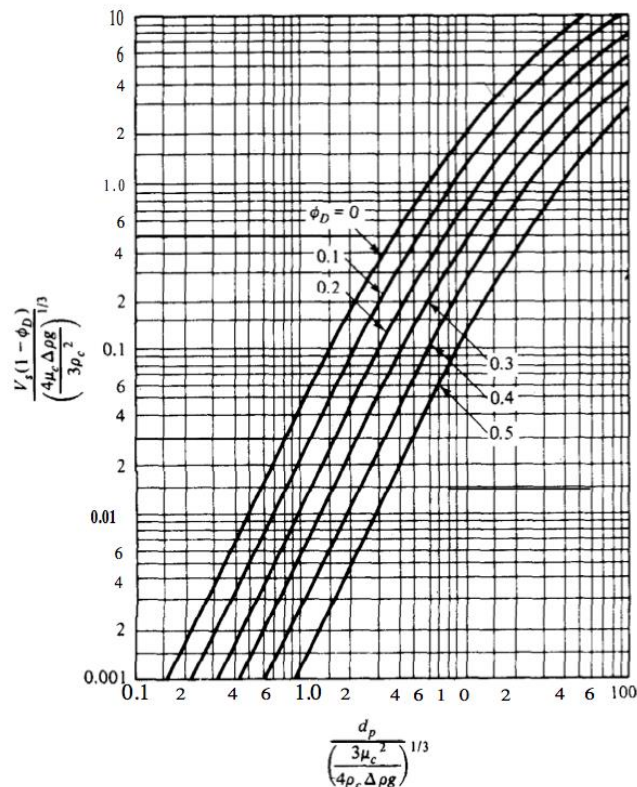


Figura 1.42. Correlación de Zenz para partículas sólidas fluidizadas

De la *Figura 1.42* obtenemos un valor de abcisa y un valor de ordenada en función de $V_S \cdot (1 - \phi_D)$ para partículas sólidas.

$$abcisa = \frac{d_p}{\left(\frac{3 \cdot \mu_c^2}{4 \cdot \rho_c \cdot \Delta \rho \cdot g}\right)^{1/3}} = \frac{0,0079}{\left(\frac{3 \cdot (9,49 \cdot 10^{-4})^2}{4 \cdot 984,20 \cdot 156,75 \cdot 9,81}\right)^{1/3}} = 103,4$$

$$\begin{aligned} ordenada &= \frac{1}{\left(\frac{4 \cdot \mu_c \cdot \Delta \rho \cdot g}{3 \cdot \rho_c^2}\right)^{1/3}} \cdot V_S \cdot (1 - \phi_D) = \\ &= \frac{1}{\left(\frac{4 \cdot 9,49 \cdot 10^{-4} \cdot 156,75 \cdot 9,81}{3 \cdot 984,20^2}\right)^{1/3}} \cdot V_S \cdot (1 - \phi_D) = 79,25 \cdot V_S \cdot (1 - \phi_D) \end{aligned}$$

A partir de la *Figura 1.42*, con el valor de abcisa obtenemos un valor de ordenada para cada parámetro ϕ_D (dos primeras columnas de la *Tabla 1.34*) A continuación, se realizan los cálculos pertinentes hasta obtener un valor de $V_S \cdot \phi_D$ (líquidos) para cada parámetro ϕ_D .

Procedimiento de cálculo para un valor de parámetro $\phi_D = 0,1$ en la *Tabla 1.34*

$columna(2) = 10$
 $columna(3) = 10/79,25 = 0,1262$
 $columna(4) = 0,1262/(1 - 0,1) = 0,1402$
 $columna(5) = 0,1402/0,1293 = 1,0840$
 $columna(6) = 1,0840 \cdot 0,09 = 0,0950$
 $columna(7) = 0,0950 \cdot 0,1 = 0,0095$

Tabla 1.34. Cálculo de $V_S \cdot \phi_D$ para líquidos a partir de la *Figura 1.37*

ϕ_D = parámetro Fig.1.42	ordenada, Fig.1.42	$V_S \cdot (1 - \phi_D)$ para sólidos	V_S para sólidos	$\frac{V_S}{V_t}$	V_S para líquidos	$V_S \cdot \phi_D$ para líquidos
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)
0	10,25	0,1293	0,1293	1,0000	0,0876	0,0000
			= V_t , sólidos		= V_t	
0,1	10	0,1262	0,1402	1,0840	0,0950	0,0095
0,2	8	0,1009	0,1262	0,9756	0,0855	0,0171
0,3	5,5	0,0694	0,0991	0,7666	0,0672	0,0201
0,4	4	0,0505	0,0841	0,6504	0,0570	0,0228
0,5	2,4	0,0303	0,0606	0,4683	0,0410	0,0205

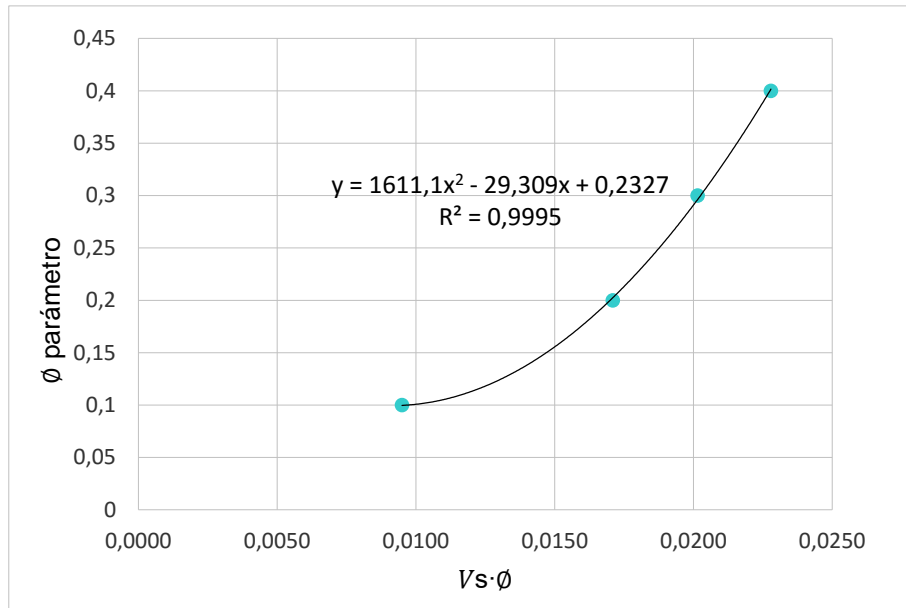


Figura 1.43. Interpolación gráfica de los datos de la columna (1) y columna (7) de la Tabla 1.34.

$$\phi_D = 1611,1 \cdot (V_S \cdot \phi_D)^2 - 29,309 \cdot (V_S \cdot \phi_D) + 0,2327$$

La interpolación en la columna (7) para $V_S \cdot \phi_D = 0,0086 \text{ m/s}$ (Figura 1.43) da como resultado $\phi_D = 0,10$.

La superficie de las gotas es,

$$A_p = \pi \cdot d_p^2 \cdot N_o = \pi \cdot 0,0079^2 \cdot 474 = 0,093 \text{ m}^2$$

El área interfacial de la retención de la fase dispersa en la región de ascensión de la gota es,

$$A_r = \frac{6 \cdot \phi_D}{d_p} \cdot (z - h) \cdot A_n = \frac{6 \cdot 0,10}{0,0079} \cdot (0,3 - 0,052) \cdot 0,1562 = 2,942 \text{ m}^2$$

A1.6.2.5. Transferencia de masa

La transferencia de masa ocurre durante tres regímenes separados: formación y desprendimiento de la gota, ascensión de la gota y coalescencia de la gota en la capa de líquido coalescido sobre el plato.

- *Transferencia de masa durante la formación de la gota.*

El tratamiento teórico lleva a expresiones de la forma:

$$k_{LDf} = \text{const} \cdot \left(\frac{D_D}{\pi \cdot \theta_f} \right)^{0,5} = 1,5 \cdot \left(\frac{2,83 \cdot 10^{-9}}{\pi \cdot 0,2169} \right)^{0,5} = 9,66 \cdot 10^{-5} \text{ m/s}$$

Con valores de la constante en el rango de 1,3 a 1,8 cuando no existe turbulencia interfacial o agentes tensoactivos.

Donde,

$$\theta_f = \frac{\pi \cdot d_p^3 / 6}{q_C / N_o} = \frac{\pi \cdot 0,0079^3 / 6}{0,000564 / 474} = 0,2169$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{K_{LDf}} &= \frac{1}{k_{LDf}} \cdot \left[1 + \frac{1}{m_{CD}} \cdot \left(\frac{D_D}{D_C} \right)^{0,5} \right] = \frac{1}{9,66 \cdot 10^{-5}} \cdot \left[1 + \frac{1}{3,03} \cdot \left(\frac{2,83 \cdot 10^{-9}}{1,23 \cdot 10^{-9}} \right)^{0,5} \right] = \\ &= 1,55 \cdot 10^4 \text{ (m/s)}^{-1} \end{aligned}$$

$$K_{LDf} = \frac{1}{1,55 \cdot 10^4} = 6,45 \cdot 10^{-5} \text{ m/s}$$

- *Transferencia de masa durante la ascensión de la gota.*

Para gotas grandes, $d_p > d_{p,trans}$, que oscilan cuando ascienden, se recomienda la teoría de elongación de la superficie;

$$\begin{aligned} k_{LDr} &= \sqrt{\frac{4 \cdot D_D \cdot w}{\pi} \left(1 + \delta + \frac{3}{8} \cdot \delta^2 \right)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,83 \cdot 10^{-9} \cdot 2,2939}{\pi} \left(1 + 0,2 + \frac{3}{8} \cdot 0,2^2 \right)} \\ &= 1,0 \cdot 10^{-4} \text{ m/s} \end{aligned}$$

En donde,

$$w = \frac{1}{2 \cdot \pi} \sqrt{\frac{192 \cdot \sigma \cdot g_c \cdot b}{d_p^3 (3 \cdot \rho_D + 2 \cdot \rho_C)}} = \frac{1}{2 \cdot \pi} \sqrt{\frac{192 \cdot 0,0067 \cdot 0,3540}{0,0079^3 (3 \cdot 827,45 + 2 \cdot 984,20)}} = 2,2939 \text{ s}^{-1}$$

$$b = 1,052 \cdot d_p^{0,225} = 1,052 \cdot 0,0079^{0,225} = 0,3540$$

δ es un factor de amplitud adimensional característicos de los sistemas oscilantes y puede tomarse como 0,2 en ausencia de datos específicos.

$$\begin{aligned} \frac{1}{K_{LDr}} &= \frac{1}{k_{LDr}} \cdot \left[1 + \frac{1}{m_{CD}} \cdot \left(\frac{D_D}{D_C} \right)^{0,5} \right] = \frac{1}{1,0 \cdot 10^{-4}} \cdot \left[1 + \frac{1}{3,03} \cdot \left(\frac{2,83 \cdot 10^{-9}}{1,23 \cdot 10^{-9}} \right)^{0,5} \right] = \\ &= 1,50 \cdot 10^4 \text{ (m/s)}^{-1} \end{aligned}$$

$$K_{LDr} = \frac{1}{1,50 \cdot 10^4} = 6,67 \cdot 10^{-5} \text{ m/s}$$

- *Transferencia de masa durante la coalescencia de la gota.*

Es aparentemente de un orden menor que para la formación de la gota y es difícil deducir el área en que se basa.

Se recomienda que se calcule en base al área de las gotas y siguiendo la expresión,

$$K_{LDC} = 0,1 \cdot K_{LDf} = 0,1 \cdot 6,45 \cdot 10^{-5} = 6,45 \cdot 10^{-6} \text{ m/s}$$

A1.6.2.6. Eficiencia de las etapas

Obsérvese la *Figura 1.44*, que muestra las curvas en el equilibrio y de operación que corresponden a todo el extractor. La curva DBE se traza entre las curvas en el equilibrio y de operación, en cualquier punto a una distancia fraccionaria como BC/AC igual a la eficiencia de Murphree [4] para fase dispersa.

$$E_{MD} = \frac{C_{D_{n+1}} - C_{D_n}}{C_{D_{n+1}} - C_{D_n}^*}$$

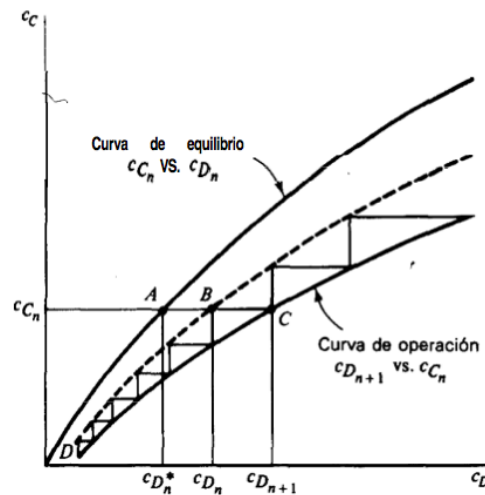


Figura 1.44. Eficiencia de las etapas de los extractores de platos perforados

Debido a las velocidades relativamente bajas que predominan en los extractores líquidos, se puede suponer que la fase continua está completamente mezclada por el movimiento de las gotas de la fase dispersa y que posee una concentración de soluto C_{C_n} , en cualquier punto.

Para estas condiciones la eficiencia de etapa Murphree para la fase dispersa es igual a la eficiencia global.

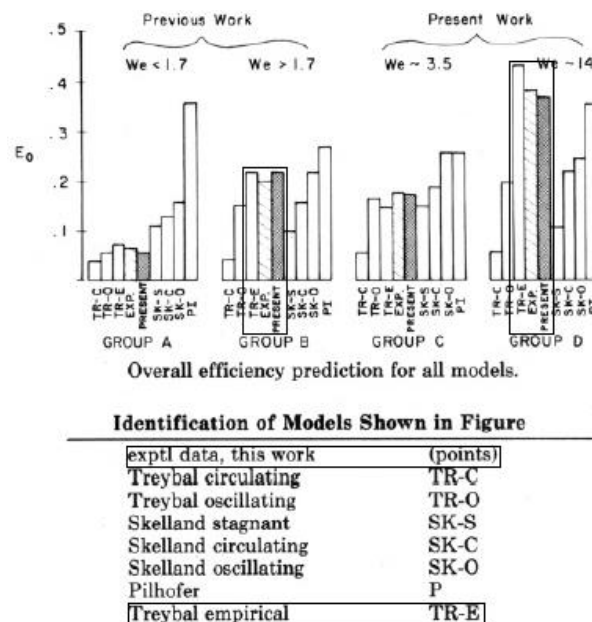


Figura 1.45. Guía de selección de modelos de predicción de eficiencia global de etapa

Se trabaja con la *Figura 1.45* para la selección del modelo de predicción de la eficiencia más satisfactorio.

Se calcula el número de Weber para asignar el sistema de estudio a un grupo (A, B, C o D) y comprobar cual o cuales son los mejores métodos para aplicar en este caso.

$$W_e = \frac{d_p \cdot V_t^2 \cdot \rho_c}{\sigma \cdot g_c} = \frac{0,0079 \cdot 0,0879^2 \cdot 984,20}{0,0067} = 8,97$$

Para valores del número de Weber $W_e > 1,7$ y $W_e \cong 14$ es conveniente utilizar la expresión empírica de Treybal [3] y el modelo aportado por los trabajos de investigación de la eficiencia en extractores de plato perforado realizados por J. A. Rocha [10]

- Expresión empírica de Treybal.

$$E_o = 0,0057 \cdot \frac{z^{0,5}}{\sigma} \cdot (U_D/U_C)^{0,42} = 0,0057 \cdot \frac{0,3^{0,5}}{0,0067} \cdot (0,007/0,003)^{0,42} = 0,66$$

$$U_D = \frac{q_D}{A_t} = \frac{0,00134}{0,1792} = 0,007 \text{ m/s}$$

$$U_C = \frac{q_C}{A_t} = \frac{0,000564}{0,1792} = 0,003 \text{ m/s}$$

Existe una mejora para la expresión anterior, en la que se introduce el diámetro de orificio como parámetro.

$$E_o = 0,001 \cdot \frac{z^{0,5}}{\sigma \cdot d_o^{0,35}} \cdot (U_D/U_C)^{0,42} = 0,001 \cdot \frac{0,3^{0,5}}{0,0067 \cdot 0,006^{0,35}} \cdot (0,007/0,003)^{0,42} = 0,70$$

La expresión empírica que sigue (Treybal, 1963) representa razonablemente bien aquellas eficiencias globales de columnas de 0,10 m de diámetro y espaciamiento entre platos en un rango de 0,05 m a 0,22 m.

Esta correlación es usada frecuentemente en la industria, pero tiende a sobrepredecir la eficiencia para algunos equipos.

Para columnas de diámetro mayor de 0,24 m y sistemas con tensión interfacial $\leq 0,02 \text{ N/m}$ como es el caso de estudio, es conveniente utilizar la ecuación propuesta en los estudios realizados por J.A Rocha para este mismo sistema.

- Modelo propuesto por J.A.Rocha.

$$E_o = \frac{0,0012}{\sigma^{1,1}} \cdot \left(\frac{Z}{T}\right)^{0,454} \cdot (U_D/U_C)^{0,352} = \frac{0,0012}{0,0067^{1,1}} \cdot \left(\frac{0,3}{0,4780}\right)^{0,454} \cdot (0,007/0,003)^{0,352} = 0,32$$

La eficiencia de etapa por lo general es bastante menor que la obtenida para el contacto gas-líquido, debido a las velocidades menores de las fases que resultan de las menores diferencias de densidad y de las mayores viscosidades.

A1.6.2.7. Cálculo del número de etapas reales

Por definición la eficiencia total de etapa en un sistema de extracción por etapas es el número de etapas teóricas dividido entre el número de etapas reales, multiplicado por 100.

$$\text{Eficiencia de etapa (\%)} = \frac{100 \cdot N_p}{\text{número de etapas reales}}$$

$$\text{Número de etapas reales}(N) = \frac{100 \cdot N_p}{\text{eficiencia de la etapa (\%)}} = \frac{100 \cdot 5}{32} = 15,62 \approx 16$$

A1.6.3. Altura

La altura equivalente a una etapa teórica (*HETS*) en una torre de extracción se define como el cociente entre la altura de la torre (Z_t) y el número de etapas teóricas obtenidas (N)

$$HETS = \frac{Z_t}{N_p} = \frac{4,8}{5} = 0,96 \text{ m}$$

Para hacer la estimación y la elección de los fondos en los anexos posteriores es necesario tener una aproximación de la altura de la carcasa de la columna, con el fin de aproximar su esbeltez.

La columna dispone de un número de platos reales $N = 16$, con una separación entre ellos $z = 0,3 \text{ m}$, el espesor de los platos $e_p = 0,0019 \text{ m}$ y se supone una distancia plato-fondo inferior H_{f-inf} al plato-fondo superior H_{f-sup} de 10 cm .

$$Z_t = N \cdot z + N \cdot e_p + H_{f-inf} + H_{f-sup} = 16 \cdot 0,3 + 16 \cdot 0,0019 + 2 \cdot 0,01 = 4,85 \text{ m}$$

A1.6.4. Esbeltez

La esbeltez (K) se obtiene de la relación entre la altura de la torre (Z_t) y el diámetro de la misma (T). Al no estar calculados los espesores, ni los soportes de la columna, se tendrá en cuenta la relación entre la altura de la envolvente y el diámetro interior de la torre, es decir, el diámetro de los platos.

$$K = \frac{Z_t}{T} = \frac{4,85}{0,4778} = 10,15$$

A1.7. Diseño mecánico

El diseño mecánico de la columna realiza en función del código ASME B31.3 sección VII División I, que es el código aplicado para recipientes a presión.

Nuestra columna cumple con los requisitos demandados para su uso, porque es un recipiente cerrado, con una presión $\geq 1 \text{ atm}$, diámetro y altura $\geq 15,2 \text{ cm}$.

A1.7.1. Selección del material empleado

Para los componentes a separar en este sistema y debido a los problemas de corrosión que puede provocar el ácido acético, se ha hecho un estudio de los posibles materiales resistentes a la corrosión. Todos ellos se recogen en la *Tabla 8.9* presente en el *Anexo 8* ($R = \text{resistentes}$).

Se descarta el uso de plásticos como el polietileno, polipropileno y los fluoroplásticos (PCTFE, PTFE, etc) por ser de carácter hidrófobo y no facilitar la dispersión de un líquido orgánico como es la metil-isobutil-cetona a través de los platos perforados.

Por el contrario, los metales no son fuertemente hidrófobos y funcionan bien con los platos de orificios de punzón o con boquilla.

El vidrio de borosilicato “Pyrex” es otro material a tener en cuenta, pero no asegura una buena dispersión del disolvente de extracción y su uso es más habitual en columnas de destilación y absorción que tienen que soportar temperaturas muy altas (700°C).

Se ha escogido el acero inoxidable por ser el material que se utiliza habitualmente como resistente a la corrosión en la industria química. Entre la amplia gama de aceros inoxidables se ha seleccionado el acero austenítico 304 por ofrecer una resistencia aceptable y tener el coste más bajo dentro de este grupo.

A1.7.2. Determinación del espesor de la envolvente

Para el cálculo del espesor de la envolvente es necesario identificar el tipo de tensiones a las que está sometida la torre. Estas pueden ser las siguientes:

- Tensiones de tracción por presión interior en el recipiente, sentido longitudinal y circunferencial.
- Tensiones de tracción y compresión longitudinales debidas al viento.
- Tensiones de tracción y compresión longitudinales por sismos.
- Tensiones de compresión por el peso de la columna.

Dependiendo de la situación y las características de la torre se podrán despreciar unas u otras tensiones. En primer lugar, el peso de la columna puede ser obviado ya que la compresión debida a este es insignificante y no es de carácter controlador.

Por otra parte, no se consideran las tensiones por sismos al no estar esta planta situada en ningún lugar con alto riesgo sísmico y tampoco se consideran las tensiones por viento ya que la planta está situada en el interior de un recinto cerrado.

- Determinación del espesor según la presión interna

De acuerdo al código ASME VIII. División I para equipos a presión, es necesario calcular el espesor de la envolvente cilíndrica dependiendo tanto de la tensión circunferencial como de la longitudinal que se produce en estos. Posteriormente se tomará en consideración el mayor de los espesores obtenidos en el procedimiento y se le sumará el desgaste a la corrosión (C).

Se calculan mediante las siguientes expresiones:

- Tensión circunferencial:

$$t_{circ} = \frac{P_d \cdot R}{\sigma \cdot E - 0,6 \cdot P_d}$$

- Tensión longitudinal

$$t_{long} = \frac{P_d \cdot R}{2 \cdot \sigma \cdot E - 0,4 \cdot P_d}$$

Donde:

- P_d , es la presión de diseño (psi) para toda la columna. Se calcula eligiendo el valor mayor de uno de estos tres: la presión máxima de operación que se da en la columna más el 10%, la presión máxima más 2 kg/cm^2 o $3,5 \text{ kg/cm}^2$.

$$P_{op} = 1 \text{ atm} = 1,03 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \rightarrow P_d = 1,1 \cdot P_{op} = 1,1 \cdot 1,03 = 1,133 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$P_d = P_{op} + 2 = 1,03 + 2 = 3,03 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$P_d = 3,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 49,77 \text{ psi}$$

Por lo tanto, el valor de la presión de diseño es de $3,5 \text{ kg/cm}^2$

- R , es el radio de la columna se calcula a partir del valor del diámetro y de la corrosión admisible. La corrosión admisible se calcula a partir de la *Tabla 8.1* presente en el *Anexo 8*.

Para el acero inoxidable de media y alta aleación se obtiene un sobre espesor normal para la corrosión de $1,5 \text{ mm}$. Sabiendo que el diámetro es de $0,4778 \text{ m}$,

$$R = \frac{T}{2} + 0,0015 = R = \frac{0,4778}{2} + 0,0015 = 0,2404 \text{ m} = 9,46 \text{ in}$$

- T_d , es la temperatura de diseño. Para obtener su valor, se tomará el mayor valor de temperatura de operación y se le añadirán 20°C, quedando un valor de temperatura de:

$$T_d = T(^{\circ}\text{C}) + 20^{\circ}\text{C} = 25^{\circ}\text{C} + 20^{\circ}\text{C} = 45^{\circ}\text{C} = 77^{\circ}\text{F}$$

- σ , es la tensión máxima admisible (psi). Este parámetro se recoge en la tabla de materiales del Código ASME (*Tabla 8.2 presente en el Anexo 8*) y depende de la temperatura de diseño. Para el acero inoxidable a una temperatura de diseño de hasta 77°F se tiene que la tensión es:

$$\sigma \approx 165 \text{ N/mm}^2 = 23931,2 \text{ psi}$$

- E , es el coeficiente de soldadura. Se selecciona junta a tope con doble cordón de soldadura radiografiado por puntos (spots), por lo tanto, según el apartado UW-12 de la normativa ASME, sección VIII (*Tabla 8.3 presente en el Anexo 8*) el valor de este parámetro será:

$$E = 0,85$$

- C , es el coeficiente de desgaste a la corrosión y depende fundamentalmente de dos criterios. En primer lugar, se encuentran cuestiones económicas, de manera que según la *Tabla 8.4* presente en el *Anexo 8*, la vida media útil de una columna de extracción es de 8 años. Y en segundo lugar, se considera que una corrosión de 5 milésimas de pulgada al año es satisfactoria para este tipo de recipientes.

Por tanto,

$$C = 0,005 \text{ in} \cdot 8 \text{ años} = 0,04 \text{ in} = 0,003 \text{ m}$$

Una vez se tienen todos los parámetros necesarios para el cálculo de las tensiones, se procede a calcular sus valores y seleccionar el mayor de ellos.

$$t_{circ} = \frac{49,77 \cdot 9,46}{23931,2 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 3,5} = 0,0232 \text{ in}$$

$$t_{long} = \frac{49,77 \cdot 9,46}{2 \cdot 23931,2 \cdot 0,85 - 0,4 \cdot 3,5} = 0,0116 \text{ in}$$

El espesor máximo necesario es igual al resultado por la tensión circunferencial:

$$t_e = 0,0232 \text{ in}$$

A1.7.3. Determinación del espesor de los fondos

Los extremos de un recipiente cilíndrico a presión se pueden cerrar de varias formas. Los principales tipos usados son:

1. Placas planas y cabezales planos
2. Cabezales hemisféricos
3. Cabezales elípticos
4. Cabezales torisféricos

La columna de extracción, está provista de un cabezal superior e inferior. Ambas cubiertas serán de tipo torisférico, por ser las más comunes en la industria.

Se pueden encontrar dos tipos de fondos, tipo Klopper (donde el diámetro de curvatura del fondo es igual al diámetro de la torre), o tipo Korbbogen (donde el radio de curvatura es 0,8 veces el diámetro de la torre). Si no se dan ninguna de las condiciones siguientes, el fondo será torisférico de tipo Klopper, si se cumple alguna será de Korbbogen:

- Presión de diseño igual o superior a 7 kg/cm^2 .
- Temperatura de diseño superior a $350 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Fondos inferiores de recipientes verticales cuya relación altura/diámetro sea superior a 10.

La esbeltez, es decir, la relación altura/diámetro, tiene un valor superior a 10. Por tanto, se confirma que ambos fondos de la columna son de tipo Korbbogen (*Figura 1.46*).

Mediante fórmulas simplificadas se calculan las dimensiones características del cabezal (Código ASME).

- Radio mayor (L)

$$L = 0,8 \cdot T$$

$$L = 0,8 \cdot 0,4778 = 0,3822 \text{ m} = 15,05 \text{ in}$$

- Radio menor (r)

$$r = 0,154 \cdot T = 0,154 \cdot 0,4778 = 0,0736 \text{ m}$$

- Altura de la cúpula (h)

$$h = 0,26 \cdot T = 0,26 \cdot 0,4778 = 0,1242 \text{ m}$$

- Volumen

$$V = 0,13 \cdot L^3 = 0,13 \cdot 0,3822^3 = 7,26 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

Calculadas estas dimensiones, es posible determinar el espesor del cabezal según el Código ASME. Para este tipo de cierre se hace uso de la siguiente expresión:

$$t_f = \frac{M \cdot P_d \cdot L}{2 \cdot \sigma \cdot E - 0,2 \cdot P_d} = \frac{1,3197 \cdot 49,77 \cdot 15,05}{2 \cdot 23931,2 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 49,77} = 0,0243$$

Siendo M un valor que depende de las dimensiones de la tapa torisférica.

$$M = \frac{1}{4} \cdot \left[3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right] = \frac{1}{4} \cdot \left[3 + \sqrt{\frac{0,3822}{0,0736}} \right] = 1,3197$$

A1.7.4. Elección final del espesor

Toda la columna debe presentar un espesor de pared constante por lo que se va a seleccionar el espesor más grande de los anteriormente calculados.

$$t_f = 0,0243 \text{ in}$$

$$t_e = 0,0232 \text{ in}$$

$$t_e < t_f$$

A este espesor hay que añadirle un factor de sobre espesor por corrosión (C),

$$t = t_f + C = 0,0243 + 0,04 = 0,0643 \text{ in} = 1,63 \text{ mm}$$

Por último, se comprueba que el espesor cumple los requisitos determinados por la norma:

- Código ASME VIII-1:

$$t_{\min}(\text{mm}) = 2,5 + C$$

$$t_{\min}(\text{mm}) = 2,5 + 1,02 = 3,52 \text{ mm}$$

- Fórmula para aceros inoxidables, el espesor mínimo debe ser mayor a 3mm

$$t_{\min}(\text{mm}) \geq 3$$

No se cumple que el espesor calculado sea mayor que 3 por lo que el espesor definitivo de la columna será el espesor $t_{\min} = 3,52 \text{ mm}$

A1.7.5. Cálculo de la altura de la faldilla

La faldilla es una sección cilíndrica por la cual se realizará la soldadura que une los fondos inferior y superior con la columna (*Figura 1.46*). La colocación de esta pestaña tiene por objetivo evitar que la soldadura se realice por la línea de tangencia o línea de transición de la figura bombeada de los fondos a la carcasa, ya que esta línea está sometida a grandes tensiones axiales que lo convierten en el punto más débil de todo el recipiente.

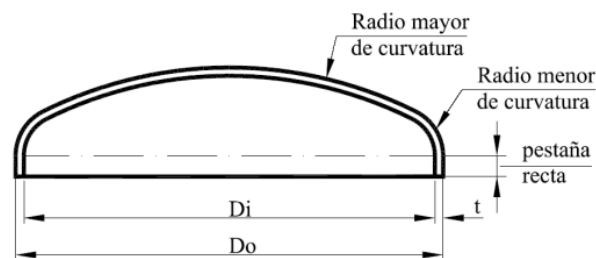


Figura 1.46. Cabezal torisférico y faldilla

La altura de la faldilla no debe ser menor que el mayor de los siguientes valores:

$$h \geq 0,3 \cdot \sqrt{D_o \cdot e}$$

$$h \geq 3 \cdot e$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

Donde el espesor de pared, $t = 3,52 \text{ mm}$ y el diámetro exterior, D_o , es igual a:

$$D_o = T + 2 \cdot t = 0,4778 + 2 \cdot 0,00352 = 0,485 \text{ m}$$

Sustituyendo por los valores que se tienen resulta una altura de faldilla de:

$$h \geq 0,3 \cdot \sqrt{D_o \cdot e} = 0,3 \cdot \sqrt{0,4878 \cdot 0,00352} = 0,01243 \text{ m} = 12,43 \text{ mm}$$

$$h \geq 3 \cdot e = 3 \cdot 3,52 = 10,56 \text{ mm}$$

$$h \geq 25 \text{ mm}$$

El mayor de los valores es el correspondiente a una altura de 25 mm para ambas faldillas.

A1.7.6. Soporte de la columna

Las columnas están diseñadas como unidades auto soportadas mediante el uso de fundamentalmente faldas, aunque también existen patas, silletas y consolas. Para utilizar como soporte faldas, se deben cumplir algunas de las siguientes condiciones:

- Diámetro de la envolvente superior a 1,5 m.
- Esbeltez del recipiente superior a 5.
- Puedan esperarse vibraciones.
- Peso del recipiente lleno de agua superior a 15.000 psi.

Como la columna que se está diseñando cumple al menos una de las condiciones anteriores, ya que la esbeltez es superior a 5, el soporte que se toma para la columna es un soporte de falda.

Un soporte de falda consiste en una carcasa cilíndrica soldada a la base del recipiente. una brida en el fondo de la falda transmite la carga a los cimientos (*Figura 1.47*). La falda en nuestra columna se suelda a ras de la carcasa y se debe proporcionar una abertura para la tubería de conexión por la que sale la corriente de refinado y otra abertura de acceso de 8 pulgadas. Además, la falda se proveerá con un mínimo de dos agujeros de 2 pulgadas para ventilación, situados lo más arriba posible

y a 180° uno del otro. La tubería del fondo del recipiente llevará un codo de 90° y una tubería horizontal de prolongación hasta el exterior del faldón terminada en brida.

➤ *Cálculo de las dimensiones de la falda:*

$$D_o = T + 2 \cdot t = 0,4778 + 2 \cdot 0,00352 = 0,485 \text{ m}$$

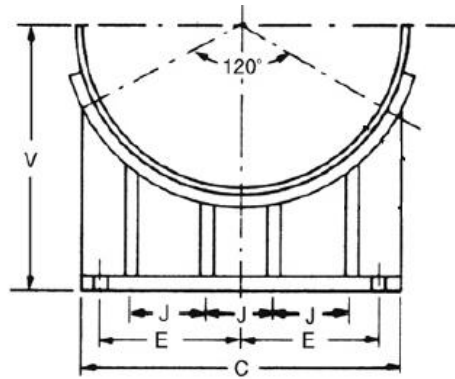


Figura 1.47. Dimensiones de la falda

Como no existen datos para un diámetro de columna de $D_o = 0,485 \text{ m}$, se interpola gráficamente los datos de la *Tabla 1.35*.

Tabla 1.35. Dimensiones de una falda genérica según el diámetro del recipiente que soporta

Diám. Recipiente (m)	Peso máx (KN)	Dimensiones (m)					
		V	Y	C	E	J	G
0,6	35	0,48	0,15	0,55	0,24	0,19	0,095
0,8	50	0,58	0,15	0,7	0,29	0,225	0,095
0,9	65	0,63	0,15	0,81	0,34	0,275	0,095
1	90	0,68	0,15	0,91	0,39	0,31	0,095
1,2	180	0,78	0,2	1,09	0,45	0,36	0,14

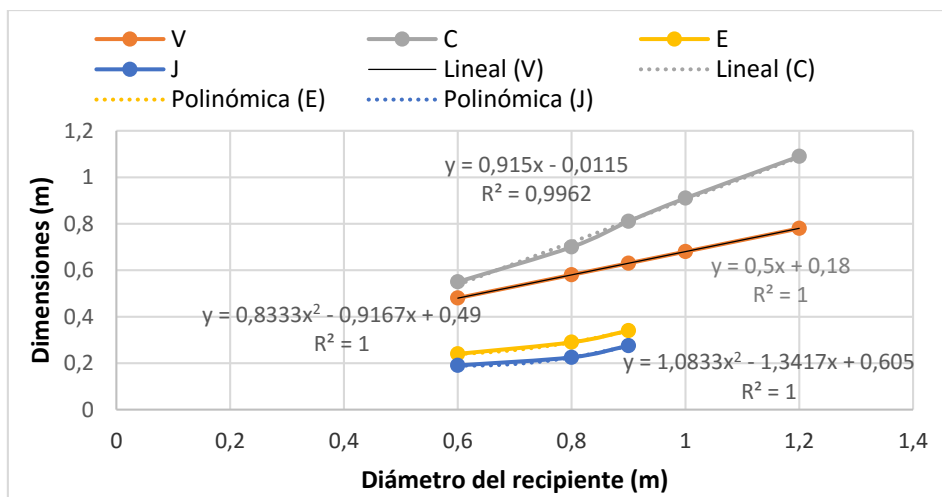


Figura 1.48. Interpolación gráfica para los datos de la Tabla 1.15

A partir de las expresiones de la Figura 1.48 calculamos cada valor de dimensión que caracteriza a el soporte de la columna.

Los resultados se recogen en la siguiente tabla,

Tabla 1.36. Dimensiones del soporte de falda del caso de estudio

Diám. Recipiente (m)	Peso máx (KN)	Dimensiones (m)					
		V	Y	C	E	J	G
0,485	39,00	0,42	0,15	0,43	0,24	0,21	0,095

A1.7.7. Altura total de la columna

La columna está compuesta, en primer lugar, por la envolvente que ha sido calculada anteriormente y consta de todo el cilindro donde se encuentran los platos. Luego, hay que añadirle las alturas de los fondos inferior y superior que también han sido diseñados. Por último, las alturas de las faldillas que unen la envolvente con los fondos que también se desarrollaron en el apartado anterior. Por lo que la altura de la columna es,

$$H_{total} = H_{env} + H_{fald-inf} + H_{fald-sup} + H_{f-inf} + H_{f-sup} + H_{soporte}$$

La altura del soporte es de 0,42 m y llega hasta la zona de soldadura del fondo inferior con la envolvente, es decir hasta la faldilla del cabezal inferior, por lo que esta no se tendrá en cuenta a la hora de sumar.

Hay que tener también en cuenta que en la zona superior hay un espacio de 0,3 m adicional, con su respectivo bajante, para que la entrada de la alimentación no se mezcle con la capa conglutinada de la fase dispersa a la salida del líquido ligero.

Luego,

$$\begin{aligned} H_{total} &= N \cdot z + N \cdot e_p + H_{fald-sup} + H_{f-sup} + H_{soporte} + H_{adicional} \\ &= 16 \cdot 0,3 + 16 \cdot 0,0019 + 0,0025 + 0,1242 + 0,42 + 0,3 = 5,68 \text{ m} \end{aligned}$$

Por tanto, la torre de extracción diseñada en el presente trabajo dispondrá de una altura total de 5,68 m.

A1.7.8. Escaleras y plataformas

La columna dispondrá de una escalera paralela con una plataforma a una altura de 3 metros, lo cual hace posible el mantenimiento y recogida de muestras en la parte superior de la columna. La plataforma dispondrá de barrera de seguridad.

Además, los platos estarán unidos en dos bloques de 8 platos cada uno, con varillas hexagonales espaciadoras atornilladas a los platos. (Figura 1.49)

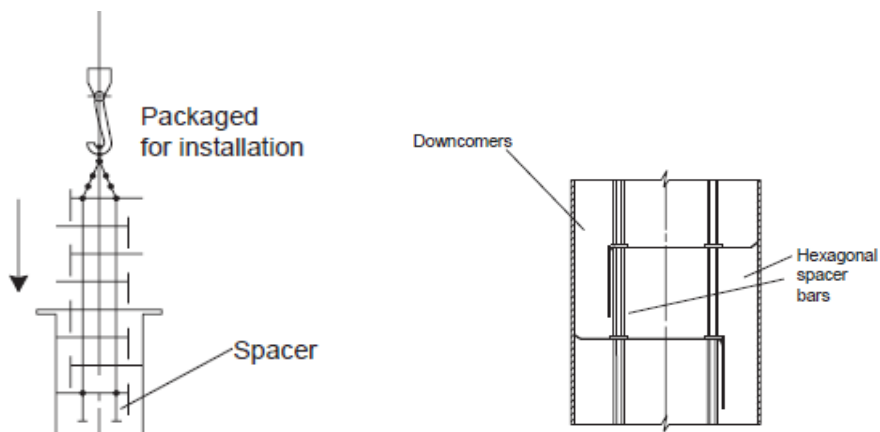


Figura 1.49. Típica construcción de platos apilados

La columna estará dividida en tres secciones unidas con bridas (*Figura 1.50*) para que los platos ensamblados se puedan montar y desmontar con facilidad para su limpieza.

A distancias de 3,50 y 4,70 m desde el suelo existirán tuberías de salida para la toma de muestra del líquido en las etapas 10 y 14 de equilibrio.

Sección	Altura
1	1,64 m
2	2,84 m
3	4,05 m

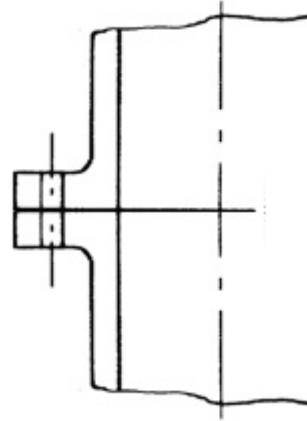


Figura 1.50. Bridas de unión para las secciones de la columna

ANEXO 2. DISEÑO DEL TANQUE DE MEZCLA

A2.1. Introducción

El tanque de alimentación será un tanque de mezcla cilíndrico provisto de un eje vertical sobre el que ira instalado un agitador. El nivel máximo del líquido dentro del tanque será aproximadamente igual al valor del diámetro del tanque.

El material que se va a emplear para su construcción es el acero inoxidable 304, al igual que el resto de equipos a presión diseñados, ya que es resistente a la corrosión que puede provocar el ácido acético en el material.

A2.2. Caracterización del fluido

La corriente que entra al tanque de mezcla será el contenido en ácido acético y agua que forman la corriente de alimentación, es decir, 1400 kg de agua y 600 kg de ácido acético.

Ambos líquidos se introducirán en el tanque de mezcla a una temperatura común de 25°C y a una presión de 1 atmósfera.

Se calcula el caudal volumétrico que entra al tanque de mezcla,

$$q_F \left(\frac{m^3}{s} \right) = 2000 \frac{kg}{h} \cdot \left(984,20 \frac{kg}{m^3} \right)^{-1} = 2,03 \frac{m^3}{h}$$

El tanque no se debe llenar por encima del 90% de su capacidad por lo que el volumen real del tanque deberá ser:

$$V = \frac{V_{min}}{0,9} = \frac{2,03}{0,9} = 2,26 m^3$$

A2.3. Dimensiones óptimas

Hay que considerar que la altura del tanque de mezclado tiene que ser 1,2 veces el diámetro de este, se va a calcular el diámetro a partir de la expresión del volumen.

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 1,2 \cdot D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot 1,2}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 2,26}{\pi \cdot 1,2}} = 1,34 \text{ m}$$

La altura por lo tanto será,

$$h = 1,2 \cdot 1,34 = 1,61 \text{ m}$$

Este valor de altura se modificará cuando se calculen las dimensiones de los fondos, por lo tanto, es un valor preliminar estimado.

A2.4. Fondos

Se va a utilizar un fondo curvo para evitar las regiones agudas en donde hay probabilidad de que no penetren bien las corrientes de fluido, en concreto se van a utilizar fondos de tipo torisférico por ser los más comúnmente usados en la industria.

Si no se dan ninguna de las condiciones siguientes, el fondo será torisférico de tipo Kloppe, si se cumple alguna será de Korbogen:

- Presión de diseño igual o superior a 7 kg/cm^2
- Temperatura de diseño superior a $350 \text{ }^\circ\text{C}$
- Fondos inferiores de recipientes verticales cuya relación altura/diámetro sea superior a 10.

$$(K = h/D = 1,61/1,34 = 1,20)$$

No se cumple ninguna de las condiciones por lo que se utilizarán los fondos de tipo Kloppe.

No se conoce el diámetro exterior del tanque por lo que se estiman las dimensiones a partir del diámetro interior del recipiente.

Mediante fórmulas simplificadas se calculan las dimensiones características del cabezal (Código ASME).

- Radio mayor (L)

$$L = T$$

$$L = 1,34 \text{ m}$$

- Radio menor (r)

$$r = \frac{T}{10} = \frac{1,34}{10} = 0,134 \text{ m}$$

- Altura de la cúpula (h)

$$h = 0,2 \cdot T = 0,2 \cdot 1,34 = 0,2680 \text{ m}$$

- Volumen

$$V = 0,1 \cdot L^3 = 0,1 \cdot 1,34^3 = 0,2406 \text{ m}^3$$

A2.5. Espesor

Para calcular el espesor del tanque se considera como controlante los esfuerzos provocados a raíz de las posibles cargas internas. Se realizan los cálculos para los fondos y para la envolvente y se elegirá el mayor de ellos, de forma que ambos tengan el mismo espesor.

A2.5.1. Envolvente

De acuerdo al código ASME VIII División I, para equipos a presión será necesario considerar para el espesor de la envolvente tanto la tensión circunferencial como la longitudinal escogiendo finalmente el mayor de ellos.

- Tensión circunferencial:

$$t_{circ} = \frac{P_d \cdot R}{\sigma \cdot E - 0,6 \cdot P_d} = \frac{111458,6 \cdot 0,6712}{1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 111458,6} = 5,67 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

- Tensión longitudinal

$$t_{long} = \frac{P_d \cdot R}{2 \cdot \sigma \cdot E - 0,4 \cdot P_d} = \frac{111458,6 \cdot 0,6712}{2 \cdot 1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8 - 0,4 \cdot 111458,6} = 2,38 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

El espesor máximo necesario es igual al resultado por la tensión circunferencial:

$$t_e = 5,67 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

A2.5.2. Fondos

Calculadas estas dimensiones, es posible determinar el espesor del cabezal según el Código ASME. Para este tipo de cierre se hace uso de la siguiente expresión:

$$t_f = \frac{M \cdot P_d \cdot R}{2 \cdot \sigma \cdot E - 0,2 \cdot P_d} = \frac{1,5406 \cdot 111458,6 \cdot 0,67}{2 \cdot 1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 111458,6} = 4,37 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

Siendo M un valor que depende de las dimensiones de la tapa torisférica.

$$M = \frac{1}{4} \cdot \left[3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right] = \frac{1}{4} \cdot \left[3 + \sqrt{\frac{1,34}{0,0134}} \right] = 1,5406$$

A2.6. Elección final del espesor

Toda la columna debe presentar un espesor de pared constante por lo que se va a seleccionar el espesor más grande de los anteriormente calculados.

$$t_e = 5,67 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

$$t_f = 4,37 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

$$t_f < t_e$$

Se selecciona el espesor debido a las tensiones circunferenciales en la envolvente por ser mayor que el espesor calculados para los cabezales.

A este espesor hay que añadirle un factor de sobre espesor por corrosión (C),

$$t = t_e + C = 5,67 \cdot 10^{-4} + 0,00125 = 1,82 \cdot 10^{-3} = 1,82 \text{ mm}$$

Por último, se comprueba que el espesor cumple los requisitos determinados por la norma:

- Código ASME VIII-1:

$$t_{\min}(\text{mm}) = 2,5 + C$$

$$t_{\min}(\text{mm}) = 2,5 + 1,25 = 3,75 \text{ mm}$$

- Fórmula para aceros inoxidables, el espesor mínimo debe ser mayor a 3mm

$$t_{\min}(\text{mm}) \geq 3$$

No se cumple que el espesor calculado sea mayor que 3, ni el requisito impuesto por el código ASME por lo que el espesor definitivo de la columna será el espesor $t_{\min} = 3,75 \text{ mm}$

A2.7. Dimensiones definitivas

Con el dato del espesor calculado, podemos recalcular las dimensiones para tener valores definitivos.

Diámetro exterior (D_o):

$$D_o = D_i + 2 \cdot t_{\min} = 1,34 + 2 \cdot 0,00375 = 1,3475 \text{ m}$$

- Radio mayor (L)

$$L = T$$

$$L = 1,3475 \text{ m}$$

- Radio menor (r)

$$r = \frac{T}{10} = \frac{1,3475}{10} = 0,13475 \text{ m}$$

- Altura de la cúpula (H)

$$H = 0,2 \cdot T = 0,2 \cdot 1,3475 = 0,2695 \text{ m}$$

- Altura de la faldilla (h)

$$h = 3,5 \cdot t_{\min} = 3,5 \cdot 0,00375 = 0,0131 \text{ m}$$

- Volumen (V_f)

$$V_f = 0,1 \cdot D_i^3 = 0,1 \cdot 1,34^3 = 0,2406 \text{ m}^3$$

- Altura total (h_t)

$$h_t = h + 2 \cdot H = 1,61 + 2 \cdot 0,2695 = 2,149 \text{ m}$$

- Volumen total (V_t)

$$V_t = V + 2 \cdot V_f = 2,26 + 2 \cdot 0,2406 = 2,74 \text{ m}^3$$

A2.8. Sistema de agitación

El tanque dispondrá en su eje vertical de un agitador que facilite la dilución de la mezcla ácido acético-agua mediante la movilización de los líquidos en el tanque.

A2.8.1. Elección del sistema de agitación

Para su elección hay que fijarse en la *Figura 2.1* donde aparecen los diferentes rangos de aplicación de los distintos tipos de agitación en función del volumen del tanque y la viscosidad del líquido que mueve en su interior.

$$V_t = 2,74 \text{ m}^3$$
$$\mu = 0,0011 \text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$$

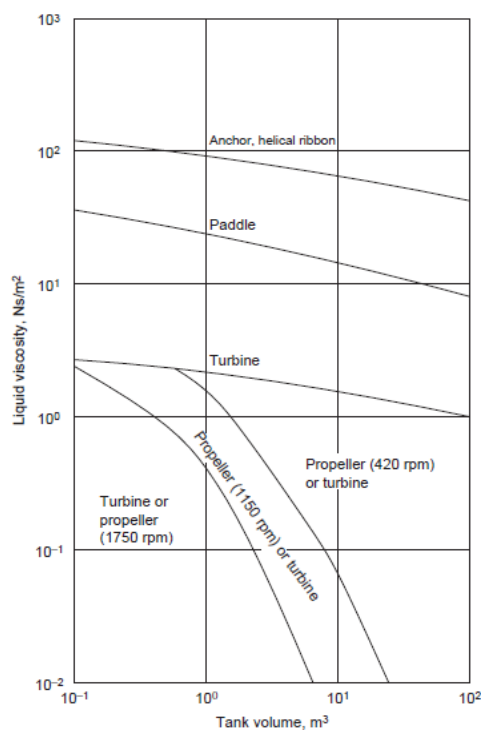


Figura 2.1. Guía para la selección del agitador

Se entra dentro del rango de uso de los agitadores de turbina o hélice. En este caso se va a escoger agitador de turbina de cuatro hojas sencillas montadas en disco como el de la *Figura 2.2.a*

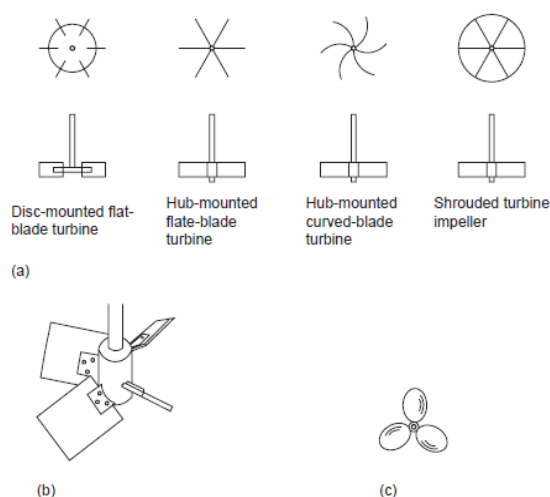


Figura 2.2. Tipos de rodetes básicos

A2.8.2. Dimensionamiento del agitador

Para el cálculo de las dimensiones del agitador de turbina de hojas sencillas se siguen las expresiones de la *Tabla 2.1*. Siendo los datos que se manejan para su resolución:

W_b : Espesor de los deflectores.

S_b : Espesor del tanque.

D : Diámetro del impulsor desde un extremo de una pala al extremo de la pala contraria.

C : Altura desde el fondo del reactor hasta el rodete del agitador.

S : Altura desde el rodete del agitador hasta el máximo del volumen del líquido.

H : Altura máxima del líquido.

T : Diámetro del tanque.

W : Altura de las palas del impulsor.

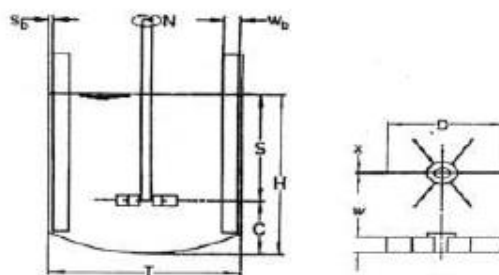


Tabla 2.1. Dimensiones de tanque de mezclado de turbinas de palas planas con placas deflectoras

Turbina	n_b	W_b	S_b	D	C	S	H	n	W	L
	4	$T/12$	$2T/60$	$T/3$	$T/3$	$2T/3$	T	6	$D/5$	-

Sabiendo que el diámetro $D = T = 1,3475 \text{ m}$

Turbina	n_b	W_b	S_b	D	C	S	H	n	W	L
	4	0,1123	0,0225	0,4492	0,4492	0,8983	1,3475	6	0,0898	-

Se van a colocar 4 placas deflectoras en las paredes internas del tanque con una anchura de 1/10 el diámetro del tanque, que es el valor habitual para estos dispositivos.

Luego, las placas deflectoras tendrán una anchura de 0,13 m

A2.8.3. Cálculo de la potencia del agitador

Para el cálculo de la potencia necesaria del agitador se utilizará la expresión de la potencia absorbida:

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5$$

Donde N_p es el número de potencia; ρ es la densidad del fluido; N es la velocidad de agitación y D , es el diámetro del tanque.

La velocidad de agitación para este tipo de agitadores oscila normalmente entre las 20 rpm y 150 rpm. Se va a escoger la velocidad de oscilación más baja ya que el líquido es muy poco viscoso.

$$\rho = \rho_c = 984,20 \text{ kg/m}^3$$

$$N = 20 \text{ rpm} = 0,33 \text{ rps}$$

$$D = T = 1,3475 \text{ m}$$

Para calcular el cálculo del N_p se hace uso de la *Figura 2.3* donde se relaciona este con el número de Reynolds, que se calcula a continuación:

$$Re = \frac{D \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

Siendo D el diámetro del tanque; N la velocidad de agitación; ρ la densidad de la mezcla de alimentación; μ la viscosidad del fluido.

$$Re = \frac{1,3475 \cdot 0,33 \cdot 982,55}{0,0011} = 397195,84 = 3,97 \cdot 10^5$$

Una vez calculado el número de Reynolds y para un agitador de turbina de palas con relación $w/D = 1/5$ se obtiene un número de potencia $N_p = 4$.

Con todos los valores de la expresión de la potencia ya calculados, sustituimos y obtenemos un valor de potencia de:

$$P = 4 \cdot 982,55 \cdot 0,33^3 \cdot 1,3475^5 = 145,68 \text{ W}$$

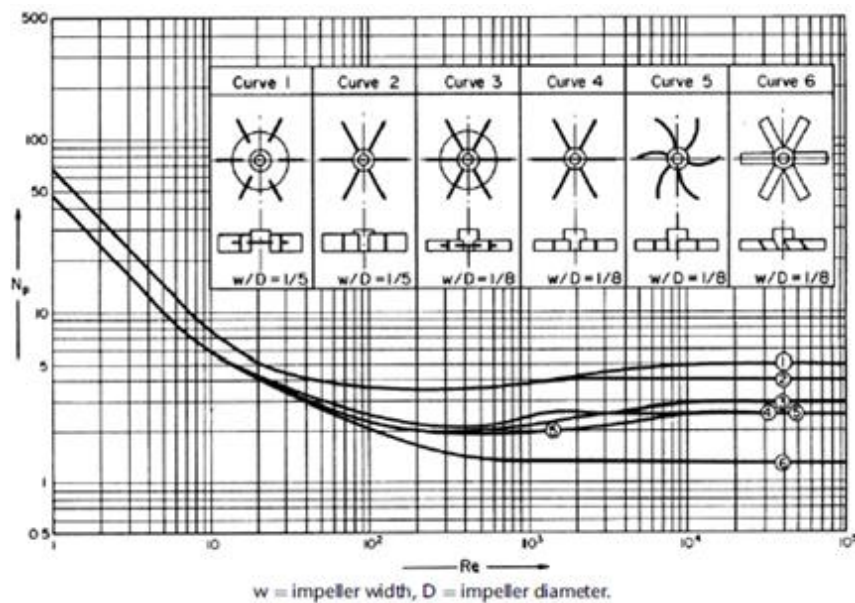


Figura 2.3. Correlación de potencia para agitadores de turbina con cuatro deflectores.

A2.9. Soportes

Se determina que, por la dimensión del depósito será un tanque vertical sustentado por cuatro patas de soporte de tipo L de dimensiones 80x80x10 (Figura 8.7 presente en el Anexo 8).

A2.10. Seguridad

Para su seguridad, el tanque de mezcla que contiene el ácido acético en solución al 30% en masa de ácido, dispondrá de un sistema de venteo o alivio de presión para prevenir la formación de vacío o presión interna, de tal modo que se evite la deformación del techo o de las paredes como consecuencia de las variaciones de presión producidas por efecto de los llenados, vaciados o cambios de temperatura.

La salida de dicho sistema estará alejada de los puntos de operación y libre circulación de personas.

Además, al ser un líquido corrosivo e inflamable deberán seguirse las pautas descritas en la instrucción técnica ITC MIE-APQ 1 para poder ser almacenado en las zonas adyacentes al tanque de almacenamiento de disolvente de extracción, ya que este último también contiene un líquido inflamable.

Los líquidos corrosivos deben estar separados de los recipientes de líquidos inflamables y combustibles por una distancia igual o mayor que la que corresponde a los de la clase D en los cuadros II-5 y II-6 de la ITC MIE-APQ 1. (Tabla 2.2 y Tabla 2.3)

Tabla 2.2. Distancia entre paredes de recipientes

Clase de producto	Tipos de recipiente sobre los que se aplica la distancia	Distancia mínima (D = Dimensión según notas 1 y 6)	Observaciones
A/A2	Entre recipientes a presión para productos de la subclase A2.	1/4 de la suma de los diámetros de los recipientes con un mínimo de 2 metros.	Nota 2.
	A recipientes para productos de las clases B, C ó D.	D (mínimo: 15 metros).	Nota 2.
B	A recipientes para productos de las clases B, C ó D.	0,5 D (mínimo: 1,5 metros). El valor puede reducirse a 25 metros si es superior.	Nota 5.
C	A recipientes para productos de las clases C ó D.	0,3 D (mínimo: 1,5 metros). El valor puede reducirse a 17 metros si es superior.	Nota 5.
D	A recipientes para productos de clase D.	0,25 D (mínimo: 1,5 metros).	Notas 3, 4 y 5.
Líquidos inestables	A recipientes para productos de cualquier clase.	D (mínimos: Los indicados arriba según su clasificación A1, A2, B, C ó D).	—

Nota 1. D será igual al diámetro del recipiente, salvo que su generatriz sea superior a 1,75 veces el diámetro, en cuyo caso se tomará como D la semisuma de generatriz y diámetro.

El valor de D a considerar será el que, una vez aplicadas las distancias del cuadro II-5, de lugar a la distancia mayor.

Nota 2. Cuando la capacidad total de almacenamiento sea inferior a 100 m³ se considerarán las distancias fijadas en el Capítulo VIII «Características específicas para almacenamiento de productos de la clase A», en los demás casos se aplicará el presente cuadro.

Nota 3. Si el almacenamiento de estos productos se efectúa a temperaturas superiores a su punto de inflamación, las distancias entre los recipientes se mantendrán de acuerdo con lo preceptuado para los productos de la clase B.

Nota 4. Si el almacenamiento de estos productos coexiste con el de las clases B ó C, dentro de un mismo cubeto, la distancia mínima será de 0,3 D (mínimo: 1,5 metros).

Nota 5. El límite de distancia mínima podrá reducirse a un metro para productos de las clases B, C o D, cuando la capacidad de los tanques sea inferior a 50 m³.

Nota 6. Si los recipientes son cilíndricos horizontales y dispuestos paralelamente (batería) la distancia mínima de separación entre las generatrices de los mismos se basará en el diámetro exclusivamente.

Según la *Nota 1* de la *Tabla 2.2* si la generatriz del tanque cilíndrico es mayor que 1,75 veces el valor del diámetro, se tomara la distancia mínima *D* como la semisuma de ambas. Lo comprobamos a continuación:

$$\frac{h_t}{T} = \frac{3,61}{0,7090} = 5,09 > 1,75$$

Luego,

$$D = \frac{\text{generatriz} + T}{2} = \frac{3,61 + 0,7090}{2} = 2,16$$

Pero según la *Nota 5* de la misma *Tabla 2.2*, como la capacidad de los tanques es inferior a 50 m³ el límite de distancia puede reducirse a 1 m.

La distancia puede reducirse aún más mediante la adopción de medidas y sistemas adicionales contra incendios y haciendo uso de los coeficientes de reducción de la *Tabla 2.3*. En este caso la planta donde se instalarán los tanques tendrá un nivel de protección, de al menos *nivel 1*. Esto significa, que existen en la planta sistemas de agua pulverizada, sistemas fijos de espuma, plan de autoprotección para lucha contra incendios, sistemas de agua DCI, etc..

Aplicamos el factor de reducción y nos queda que el distanciamiento entre tanques debe ser de:

$$distancia = 1\text{ m} \cdot 0,80 = 0,80\text{ m}$$

Tabla 2.3. Reducciones de las distancias entre recipientes por protecciones adicionales a las obligatorias

Medidas o sistemas de protección adoptados		Coeficiente de reducción
Nivel	Cantidad	
0	—	No hay reducción
1	Una	0,90
1	Dos o más	0,80
2	Una	0,80
2	Dos	0,70
2	Más de dos	0,65

Aun habiendo adoptado medidas contra incendios se aconseja que los productos corrosivos (sustancias de la *clase 8 del ADR*) no se almacenen en un cubeto que contenga líquidos combustibles que no tengan, además, estas propiedades. Este es el caso del ácido acético y la metil-isobutil-cetona.

Luego, se construirá un cubeto individual de retención para el tanque de mezclado de ácido acético al 30% en masa, según la instrucción ITC MIE-APQ 6.

ANEXO 3. DISEÑO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

A3.1. Introducción

Se van a diseñar los tanques de almacenamiento que almacenan el disolvente de extracción que entra a la columna y los productos de extracto y refinado finales. Estos últimos, serán tanques integrados en la unidad del proceso, cuya carga estará limitada a la necesaria para la continuidad del proceso.

Como ya se ha comentado, en el presente TFG no se va a diseñar la unidad de recuperación del disolvente de las corrientes de producto, pero se tiene en cuenta que el proceso de extracción de no finaliza con la obtención de las corrientes de extracto y refinado, sino que entran en otra unidad de proceso con un flujo continuo, luego los tanques de almacenamiento de ambas corrientes estarán diseñados para almacenarlos, pero como unidad intermedia del sistema.

El material que se va a emplear para la construcción de dichos tanques es el acero inoxidable 304, ya que es resistente a la corrosión que puede provocar el ácido acético en el material.

A3.2. Tanque de almacenamiento del disolvente de extracción

A3.2.1. Caracterización del fluido.

La corriente que entra al tanque o depósito será el contenido en metil-isobutil-cetona que forma la corriente de disolvente de extracción. Esta corriente es de 4000 kg/h .

Dicho disolvente entrará al depósito a una temperatura de 25°C y a una presión de 1 atmósfera.

Se calcula el caudal volumétrico que entra al tanque de mezcla,

$$q_s \left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right) = 4000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \left(796,44 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)^{-1} = 5,02 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Como el proceso está diseñado para que funcione en continuo durante una hora y el volumen de disolvente de extracción que se va a introducir en la columna es bastante grande se ha decidido repartirlo en cuatro tanques de las mismas dimensiones. Luego, el tiempo máximo de almacenamiento $t_{\text{máx}}$ será de 15 minutos.

$$V_{\min} = t_{\max} \cdot q_S = 0,25 \text{ h} \cdot 5,02 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 1,255 \text{ m}^3$$

El tanque no se debe llenar por encima del 90% de su capacidad por lo que el volumen real del tanque deberá ser:

$$V = \frac{V_{\min}}{0,9} = \frac{1,255}{0,9} = 1,3944 \text{ m}^3$$

A3.2.2. Dimensiones óptimas

Para obtener las dimensiones óptimas del recipiente será necesario estimar la relación entre altura y diámetro más conveniente.

Para ello se llevará a cabo un procedimiento recogido en el “Manual de recipientes a presión” (Megyesy, 1992) para tanques que trabajan a presiones inferiores a 1000 psi.

Se debe calcular el valor del coeficiente F:

$$F = \frac{P_d}{C \cdot \sigma \cdot E} \quad (2.1)$$

- P_d es la presión de diseño que es considerada un 10% mayor que la presión de operación ($P_{op} = 1 \text{ atm}$), por lo tanto,

$$P_d = P_o \cdot 1,1 = 101325 \text{ Pa} \cdot 1,1 = 111458,6 \text{ Pa}$$

- C es el desgaste por la corrosión, se considera que los depositos tienen una vida útil media de 10 años (*Tabla 8.4 presente en el Anexo 8*), suponiendo que una corrosión de 5 milésimas de pulgada al año es satisfactoria para este tipo de recipientes.

$$C = 10 \text{ años} \cdot 0,005 \frac{\text{in}}{\text{año}} = 0,05 \text{ in} = 1,27 \text{ mm}$$

- σ , es la tensión máxima admisible. Su valor se recoge en el código ASME B31.1 (*Tabla 8.2 presente en el Anexo 8*)

$$\sigma = 23931,2 \text{ psi} = 1,65 \cdot 10^8 \text{ Pa}$$

- E , es el valor de la eficiencia de la junta (*Tabla 8.3* presente en el *Anexo 8*) seleccionando un tipo de juntas soldadas de un solo cordón con tira de respaldo que queda en su lugar después de soldar:

$$E = 0,8$$

Sustituyendo los valores descritos en la *Ecuación 2.1*, resolvemos;

$$F = \frac{P_d}{C \cdot \sigma \cdot E} = \frac{111458,6}{0,00127 \cdot 1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8} = 6,65 \cdot 10^{-1} m^{-1}$$

Con el valor del coeficiente F y el valor del volumen del tanque se recurre a la *Figura 8.9* presente en el *Anexo 8*, para hallar el valor del diámetro.

Si $V = 1,3944 m^3$ y $F = 6,65 \cdot 10^{-1}$, entonces, $D = 2,30 ft = 0,70 m$

A partir del diámetro se puede calcular la altura del recipiente mediante la ecuación del volumen,

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot h$$

Despejamos h ,

$$h = \frac{4}{\pi \cdot D^2} \cdot V = \frac{4 \cdot 1,3944}{\pi \cdot 0,70^2} = 3,62 m$$

Este cálculo no es definitivo, ya que al incluir los cabezales de cierre al tanque se modificará el valor de la altura.

A3.2.3. Fondos

Al igual que en el diseño mecánico de la columna de extracción, los tanques también necesitan cierres. El tanque de mezcla estará provisto un cierre de tipos torisférico en ambos fondos por ser los más utilizados en la industria.

Si no se dan ninguna de las condiciones siguientes, el fondo será torisférico de tipo Klopper, si se cumple alguna será de Korbogen:

- Presión de diseño igual o superior a 7 kg/cm^2
- Temperatura de diseño superior a $350 \text{ }^\circ\text{C}$
- Fondos inferiores de recipientes verticales cuya relación altura/diámetro sea superior a 10.

$$K = h/D = 3,62/0,70 = 5,17$$

No se cumple ninguna de las condiciones por lo que se utilizarán los fondos de tipo Kloppe, al igual que con la columna de extracción.

No se conoce el diámetro exterior del tanque por lo que se estiman las dimensiones a partir del diámetro interior del tanque.

Mediante fórmulas simplificadas se calculan las dimensiones características del cabezal (Código ASME).

- Radio mayor (L)

$$L = T$$

$$L = 0,70 \text{ m}$$

- Radio menor (r)

$$r = \frac{T}{10} = \frac{0,70}{10} = 0,070 \text{ m}$$

- Altura de la cúpula (H)

$$H = 0,2 \cdot T = 0,2 \cdot 0,70 = 0,14 \text{ m}$$

- Volumen (V_f)

$$V_f = 0,1 \cdot L^3 = 0,1 \cdot 0,70^3 = 0,034 \text{ m}^3$$

A3.2.4. Espesor

Para calcular el espesor del tanque se considera como controlante los esfuerzos provocados a raíz de las posibles cargas internas. Se realizan los cálculos para los fondos y para la envolvente y se elegirá el mayor de ellos, de forma que ambos tengan el mismo espesor.

A3.2.4.1. Envolvente

De acuerdo al código ASME VIII División 1 para equipos a presión será necesario considerar para el espesor de la envolvente tanto la tensión circunferencial como la longitudinal escogiendo finalmente el mayor de ellos.

- Tensión circunferencial:

$$t_{circ} = \frac{P_d \cdot R}{\sigma \cdot E - 0,6 \cdot P_d} = \frac{111458,6 \cdot 0,3515}{1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 111458,6} = 2,97 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

- Tensión longitudinal

$$t_{long} = \frac{P_d \cdot R}{2 \cdot \sigma \cdot E - 0,4 \cdot P_d} = \frac{111458,6 \cdot 0,3515}{2 \cdot 1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8 - 0,4 \cdot 111458,6} = 1,48 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

El espesor máximo necesario es igual al resultado por la tensión circunferencial:

$$t_e = 2,97 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

A3.2.4.2. Fondos

Calculadas estas dimensiones, es posible determinar el espesor del cabezal según el Código ASME. Para este tipo de cierre se hace uso de la siguiente expresión:

$$t_f = \frac{M \cdot P_d \cdot R}{2 \cdot \sigma \cdot E - 0,2 \cdot P_d} = \frac{1,5406 \cdot 111458,6 \cdot 0,3515}{2 \cdot 1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 111458,6} = 2,29 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

Siendo M un valor que depende de las dimensiones de la tapa torisférica.

$$M = \frac{1}{4} \cdot \left[3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right] = \frac{1}{4} \cdot \left[3 + \sqrt{\frac{0,70}{0,070}} \right] = 1,5406$$

A3.2.5. Elección final del espesor

Toda la columna debe presentar un espesor de pared constante por lo que se va a seleccionar el espesor más grande de los anteriormente calculados.

$$t_e = 2,97 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

$$t_f = 2,29 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

$$t_f < t_e$$

A este espesor hay que añadirle un factor de sobre espesor por corrosión (C),

$$t = t_e + C = 2,97 \cdot 10^{-4} + 0,00125 = 1,55 \cdot 10^{-3} = 1,55 \text{ mm}$$

Por último, se comprueba que el espesor cumple los requisitos determinados por la norma:

- Código ASME VIII-1:

$$t_{\min}(mm) = 2,5 + C$$

$$t_{\min}(mm) = 2,5 + 1,25 = 3,75 \text{ mm}$$

- Fórmula para aceros inoxidables, el espesor mínimo debe ser mayor a 3mm

$$t_{\min}(mm) \geq 3$$

No se cumple que el espesor calculado sea mayor que 3, ni el requisito impuesto por el código ASME por lo que el espesor definitivo de la columna será el espesor $t_{\min} = 3,75 \text{ mm}$

A3.2.6. Dimensiones definitivas

Con el dato del espesor calculado, podemos recalcular las dimensiones para tener valores definitivos.

Diámetro exterior (D_o):

$$D_o = D_i + 2 \cdot t_{\min} = 0,70 + 2 \cdot 0,00375 = 0,7075 \text{ m}$$

- Radio mayor (L)

$$L = T$$

$$L = 0,7075 \text{ m}$$

- Radio menor (r)

$$r = \frac{T}{10} = \frac{0,7075}{10} = 0,0707 \text{ m}$$

- Altura de la cúpula (H)

$$H = 0,2 \cdot T = 0,2 \cdot 0,7075 = 0,1415 \text{ m}$$

- Altura de la faldilla (h)

$$h = 3,5 \cdot t_{\min} = 3,5 \cdot 0,00375 = 0,0131 \text{ m}$$

- Volumen (V_f)

$$V_f = 0,1 \cdot D_t^3 = 0,1 \cdot 0,70^3 = 0,034 \text{ m}^3$$

- Altura total (h_t)

$$h_t = h + 2 \cdot H = 3,62 + 2 \cdot 0,1415 = 3,90 \text{ m}$$

- Volumen total (V_t)

$$V_t = V + 2 \cdot V_f = 1,3944 + 2 \cdot 0,034 = 1,46 \text{ m}^3$$

A3.2.7. Soporte

Se determina que, por la dimensión del depósito serán cuatro tanques horizontales sustentados por tres patas de soporte de tipo L de dimensiones 70x70x10, cada uno (*Tabla 8.8 presente en el Anexo 8*)

A3.2.8. Seguridad

Al igual que el tanque de mezcla de la alimentación, el tanque de almacenamiento que contiene el disolvente de extracción, dispondrá de un sistema de venteo o alivio de presión.

El sistema de venteo estará equipado con un sistema que evite la penetración de chispas o llamas (apagallamas, cierre hidráulico, inertización garantizada siempre, etc.)

La salida de todos los venteos y sus drenajes, se dispondrá de forma que la descarga, en el caso de inflamarse, no pueda producir recalentamientos locales o que incida en cualquier parte del recipiente. Las tuberías de venteo estarán situadas de forma que los vapores sean descargados en un lugar seguro fuera de los edificios y a una altura superior a 3,6 m sobre el nivel adyacente y, como mínimo, a 1,5 m de cualquier abertura de un edificio.

La ventilación será forzada con un mínimo de 0,3 metros cúbicos por minuto y metro cuadrado de superficie del recinto, y no menor de cuatro metros cúbicos por minuto.

Se debe construir un cubeto para el tanque de almacenamiento del disolvente (4 tanques separados a una distancia de $0,5 \cdot D = 0,35 \text{ m}$) y el tanque del líquido refinado (1 metro de distancia entre ellos) según la instrucción MIE-APQ-1.

A.3.3. Tanque de almacenamiento del líquido extracto

A3.3.1. Caracterización del fluido

La corriente que entra al tanque o depósito será el contenido en agua, ácido acético y metil-isobutil cetona que forma la corriente del líquido extracto. Esta corriente es de 1137,93 kg/h.

Dicho líquido entrará al depósito a una temperatura de 25°C y a una presión de 1 atmósfera. Se calcula el caudal volumétrico que entra al tanque de mezcla,

$$q_E \left(\frac{m^3}{s} \right) = 4862,07 \frac{kg}{h} \cdot \left(852,57 \frac{kg}{m^3} \right)^{-1} = 5,70 \frac{m^3}{h}$$

Como el proceso está diseñado para que funcione en continuo y este equipo está integrado dentro del proceso global de extracción del soluto y recuperación del disolvente de extracción, se escoge un tiempo máximo de almacenamiento $t_{m\acute{a}x}$ de 15 minutos, que es lo habitual en procesos similares.

$$V_{min} = t_{m\acute{a}x} \cdot q_E = 0,25 h \cdot 5,70 \frac{m^3}{h} = 1,425 m^3$$

El tanque no se debe llenar por encima del 90% de su capacidad por lo que el volumen real del tanque deberá ser:

$$V = \frac{V_{min}}{0,9} = \frac{1,425}{0,9} = 1,583 m^3$$

A3.3.2. Dimensiones óptimas

Para ello se llevará a cabo un procedimiento recogido en el “Manual de recipientes a presión” (Megyesy, 1992) para tanques que trabajan a presiones inferiores a 1000 psi.

Se debe calcular el valor del coeficiente F:

Sustituyendo los valores descritos en la *Ecuación 2.1*, resolvemos;

$$F = \frac{P_d}{C \cdot \sigma \cdot E} = \frac{111458,6}{0,00127 \cdot 1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8} = 6,65 \cdot 10^{-1} m^{-1}$$

Con el valor del coeficiente F y el valor del volumen del tanque se recurre a la *Figura 8.1* presente en el *Anexo 8*, para hallar el valor del diámetro.

Si $V = 1,583 m^3$ y $F = 6,65 \cdot 10^{-1}$, entonces, $D = 2,35 ft = 0,72 m$

A partir del diámetro se puede calcular la altura del recipiente mediante la ecuación del volumen,

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot h$$

Despejamos h ,

$$h = \frac{4}{\pi \cdot D^2} \cdot V = \frac{4 \cdot 1,583}{\pi \cdot 0,72^2} = 3,89 m$$

Este cálculo no es definitivo, ya que al incluir los cabezales de cierre al tanque se modificará el valor de la altura.

A3.3.3. Fondos

Al igual que en el diseño mecánico de la columna de extracción, los tanques también necesitan cierres. El tanque de mezcla estará provisto un cierre de tipos torisférico en ambos fondos por ser los más utilizados en la industria.

No se cumple ninguna de las condiciones por lo que se utilizaran los fondos de tipo Klopper, al igual que con la columna de extracción.

No se conoce el diámetro exterior del tanque por lo que se estiman las dimensiones a partir del diámetro interior del tanque.

Mediante fórmulas simplificadas se calculan las dimensiones características del cabezal (Código ASME).

- Radio mayor (L)

$$L = T$$

$$L = 0,72 m$$

- Radio menor (r)

$$r = \frac{T}{10} = \frac{0,72}{10} = 0,072 \text{ m}$$

- Altura de la cúpula (H)

$$H = 0,2 \cdot T = 0,2 \cdot 0,72 = 0,144 \text{ m}$$

- Volumen (V)

$$V = 0,1 \cdot L^3 = 0,1 \cdot 0,72^3 = 0,0373 \text{ m}^3$$

A3.3.4. Espesor

Para calcular el espesor del tanque se considera como controlante los esfuerzos provocados a raíz de las posibles cargas internas. Se realizan los cálculos para los fondos y para la envolvente y se elegirá el mayor de ellos, de forma que ambos tengan el mismo espesor.

A3.3.4.1. Envolvente

De acuerdo al código ASME VIII División 1 para equipos a presión será necesario considerar para el espesor de la envolvente tanto la tensión circunferencial como la longitudinal escogiendo finalmente el mayor de ellos.

- Tensión circunferencial:

$$t_{circ} = \frac{P_d \cdot R}{\sigma \cdot E - 0,6 \cdot P_d} = \frac{111458,6 \cdot 0,3615}{1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 111458,6} = 3,05 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

- Tensión longitudinal

$$t_{long} = \frac{P_d \cdot R}{2 \cdot \sigma \cdot E - 0,4 \cdot P_d} = \frac{111458,6 \cdot 0,3615}{2 \cdot 1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8 - 0,4 \cdot 111458,6} = 1,53 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

El espesor máximo necesario es igual al resultado por la tensión circunferencial:

$$t_e = 3,05 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

A3.3.4.2. Fondos

Calculadas estas dimensiones, es posible determinar el espesor del cabezal según el Código ASME. Para este tipo de cierre se hace uso de la siguiente expresión:

$$t_f = \frac{M \cdot P_d \cdot R}{2 \cdot \sigma \cdot E - 0,2 \cdot P_d} = \frac{1,5406 \cdot 111458,6 \cdot 0,3615}{2 \cdot 1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 111458,6} = 2,35 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

Siendo M un valor que depende de las dimensiones de la tapa torisférica.

$$M = \frac{1}{4} \cdot \left[3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right] = \frac{1}{4} \cdot \left[3 + \sqrt{\frac{0,72}{0,072}} \right] = 1,5406$$

A3.3.5. Elección final del espesor

Toda la columna debe presentar un espesor de pared constante por lo que se va a seleccionar el espesor más grande de los anteriormente calculados.

$$t_e = 3,05 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

$$t_f = 2,35 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

$$t_f < t_e$$

A este espesor hay que añadirle un factor de sobre espesor por corrosión (C),

$$t = t_e + C = 3,05 \cdot 10^{-4} + 0,00125 = 1,55 \cdot 10^{-3} = 1,55 \text{ mm}$$

No se cumple que el espesor calculado sea mayor que 3, ni el requisito impuesto por el código ASME por lo que el espesor definitivo de la columna será el espesor $t_{\min} = 3,75 \text{ mm}$

A3.3.6. Dimensiones definitivas

Con el dato del espesor calculado, podemos recalcular las dimensiones para tener valores definitivos.

Diámetro exterior (D_o):

$$D_o = D_i + 2 \cdot t_{\min} = 0,72 + 2 \cdot 0,00375 = 0,7275 \text{ m}$$

- Radio mayor (L)

$$L = T$$

$$L = 0,7275 \text{ m}$$

- Radio menor (r)

$$r = \frac{T}{10} = \frac{0,7275}{10} = 0,0727 \text{ m}$$

- Altura de la cúpula (H)

$$H = 0,2 \cdot T = 0,2 \cdot 0,7275 = 0,1455 \text{ m}$$

- Altura de la faldilla (h)

$$h = 3,5 \cdot t_{min} = 3,5 \cdot 0,00375 = 0,0131 \text{ m}$$

- Volumen (V_f)

$$V_f = 0,1 \cdot D_i^3 = 0,1 \cdot 0,72^3 = 0,037 \text{ m}^3$$

- Altura total (h_t)

$$h_t = h + 2 \cdot H = 3,89 + 2 \cdot 0,1455 = 4,18 \text{ m}$$

- Volumen total (V_t)

$$V_t = V + 2 \cdot V_f = 1,583 + 2 \cdot 0,037 = 1,66 \text{ m}^3$$

A3.3.7. Soporte

Se determina que, por la dimensión del depósito serán cuatro tanques horizontales sustentados por tres patas de soporte de tipo L de dimensiones 70x70x10, cada uno (*Tabla 8.8* presente en el *Anexo 8*)

A3.3.8. Seguridad

El tanque de almacenamiento que contiene el líquido extracto tendrá gran cantidad de ácido acético y de metil-isobutil-cetona. La mezcla es químicamente estable, aunque es combustible. Por ello se construye un cubeto individual para su seguridad según la instrucción MIE-APQ-1. Por seguridad, dispondrá de un sistema de venteo o alivio de presión al igual de los demás tanques.

A3.4. Tanque de almacenamiento del líquido refinado

A3.4.1. Caracterización del fluido.

La corriente que entra al tanque o depósito será el contenido en agua, ácido acético y metil-isobutil-cetona que forma la corriente del líquido refinado. Esta corriente es de 1137,93 kg/h.

Dicho líquido entrará al depósito a una temperatura de 25°C y a una presión de 1 atmósfera.
Se calcula el caudal volumétrico que entra al tanque de mezcla,

$$q_R \left(\frac{m^3}{s} \right) = 1137,93 \frac{kg}{h} \cdot \left(991,97 \frac{kg}{m^3} \right)^{-1} = 1,15 \frac{m^3}{h}$$

Como el proceso está diseñado para que funcione en continuo y este equipo está integrado dentro del proceso global de extracción del soluto y recuperación del disolvente de extracción, se escoge un tiempo máximo de almacenamiento $t_{m\acute{a}x}$ de 15 minutos, que es lo habitual en procesos similares.

$$V_{m\acute{i}n} = t_{m\acute{a}x} \cdot q_R = 0,25 h \cdot 1,15 \frac{m^3}{h} = 0,2875 m^3$$

El tanque no se debe llenar por encima del 90% de su capacidad por lo que el volumen real del tanque deberá ser:

$$V = \frac{V_{m\acute{i}n}}{0,9} = \frac{0,2875}{0,9} = 0,3194 m^3$$

A3.4.2. Dimensiones óptimas

Para ello se llevará a cabo un procedimiento recogido en el “Manual de recipientes a presión” (Megyesy, 1992) para tanques que trabajan a presiones inferiores a 1000 psi.

Se debe calcular el valor del coeficiente F:

Sustituyendo los valores descritos en la *Ecuación 2.1*, resolvemos;

$$F = \frac{P_d}{C \cdot \sigma \cdot E} = \frac{111458,6}{0,00127 \cdot 1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8} = 6,65 \cdot 10^{-1} m^{-1}$$

Con el valor del coeficiente F y el valor del volumen del tanque se recurre a la *Figura 8.1* presente en el *Anexo 8*, para hallar el valor del diámetro.

Si $V = 0,3194 m^3$ y $F = 6,65 \cdot 10^{-1}$, entonces, $D = 1,55 ft = 0,47 m$

A partir del diámetro se puede calcular la altura del recipiente mediante la ecuación del volumen,

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot h$$

Despejamos h ,

$$h = \frac{4}{\pi \cdot D^2} \cdot V = \frac{4 \cdot 0,3194}{\pi \cdot 0,47^2} = 1,84 \text{ m}$$

Este cálculo no es definitivo, ya que al incluir los cabezales de cierre al tanque se modificará el valor de la altura.

A3.4.3. Fondos

Al igual que en el diseño mecánico de la columna de extracción, los tanques también necesitan cierres. El tanque de mezcla estará provisto un cierre de tipos torisférico en ambos fondos por ser los más utilizados en la industria.

No se cumple ninguna de las condiciones por lo que se utilizaran los fondos de tipo Kloppe, al igual que con la columna de extracción.

No se conoce el diámetro exterior del tanque por lo que se estiman las dimensiones a partir del diámetro interior del tanque.

Mediante fórmulas simplificadas se calculan las dimensiones características del cabezal (Código ASME).

- Radio mayor (L)

$$L = T$$
$$L = 0,47 \text{ m}$$

- Radio menor (r)

$$r = \frac{T}{10} = \frac{0,47}{10} = 0,047 \text{ m}$$

- Altura de la cúpula (H)

$$H = 0,2 \cdot T = 0,2 \cdot 0,47 = 0,094 \text{ m}$$

- Volumen (V)

$$V = 0,1 \cdot L^3 = 0,1 \cdot 0,47^3 = 0,0104 \text{ m}^3$$

A3.4.4. Espesor

Para calcular el espesor del tanque se considera como controlante los esfuerzos provocados a raíz de las posibles cargas internas. Se realizan los cálculos para los fondos y para la envolvente y se elegirá el mayor de ellos, de forma que ambos tengan el mismo espesor.

A3.4.4.1. Envolvente

De acuerdo al código ASME VIII División 1 para equipos a presión será necesario considerar para el espesor de la envolvente tanto la tensión circunferencial como la longitudinal escogiendo finalmente el mayor de ellos.

- Tensión circunferencial:

$$t_{circ} = \frac{P_d \cdot R}{\sigma \cdot E - 0,6 \cdot P_d} = \frac{111458,6 \cdot 0,2365}{1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 111458,6} = 2,00 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

- Tensión longitudinal

$$t_{long} = \frac{P_d \cdot R}{2 \cdot \sigma \cdot E - 0,4 \cdot P_d} = \frac{111458,6 \cdot 0,2365}{2 \cdot 1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8 - 0,4 \cdot 111458,6} = 9,99 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

El espesor máximo necesario es igual al resultado por la tensión circunferencial:

$$t_e = 2,00 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

A3.4.4.2. Fondos

Calculadas estas dimensiones, es posible determinar el espesor del cabezal según el Código ASME. Para este tipo de cierre se hace uso de la siguiente expresión:

$$t_f = \frac{M \cdot P_d \cdot R}{2 \cdot \sigma \cdot E - 0,2 \cdot P_d} = \frac{1,5406 \cdot 111458,6 \cdot 0,2365}{2 \cdot 1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 111458,6} = 1,54 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

Siendo M un valor que depende de las dimensiones de la tapa torisférica.

$$M = \frac{1}{4} \cdot \left[3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right] = \frac{1}{4} \cdot \left[3 + \sqrt{\frac{0,47}{0,047}} \right] = 1,5406$$

A3.4.5. Elección final del espesor

Toda la columna debe presentar un espesor de pared constante por lo que se va a seleccionar el espesor más grande de los anteriormente calculados.

$$t_e = 2,00 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

$$t_f = 1,54 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

$$t_f < t_e$$

A este espesor hay que añadirle un factor de sobre espesor por corrosión (C),

$$t = t_e + C = 2,00 \cdot 10^{-4} + 0,00125 = 1,45 \cdot 10^{-3} = 1,45 \text{ mm}$$

No se cumple que el espesor calculado sea mayor que 3, ni el requisito impuesto por el código ASME por lo que el espesor definitivo de la columna será el espesor $t_{\min} = 3,75 \text{ mm}$

A3.4.6. Dimensiones definitivas

Con el dato del espesor calculado, podemos recalcular las dimensiones para tener valores definitivos.

Diámetro exterior (D_o):

$$D_o = D_i + 2 \cdot t_{\min} = 0,47 + 2 \cdot 0,00375 = 0,4775 \text{ m}$$

- Radio mayor (L)

$$L = T$$

$$L = 0,4775 \text{ m}$$

- Radio menor (r)

$$r = \frac{T}{10} = \frac{0,4775}{10} = 0,0477 \text{ m}$$

- Altura de la cúpula (H)

$$H = 0,2 \cdot T = 0,2 \cdot 0,4775 = 0,0955 \text{ m}$$

- Altura de la faldilla (h)

$$h = 3,5 \cdot t_{\min} = 3,5 \cdot 0,00375 = 0,0131 \text{ m}$$

- Volumen (V_f)

$$V_f = 0,1 \cdot D_i^3 = 0,1 \cdot 0,47^3 = 0,010 \text{ m}^3$$

- Altura total (h_t)

$$h_t = h + 2 \cdot H = 1,84 + 2 \cdot 0,0955 = 2,03 \text{ m}$$

- Volumen total (V_t)

$$V_t = V + 2 \cdot V_f = 0,3194 + 2 \cdot 0,010 = 0,34 \text{ m}^3$$

A3.4.7. Soporte

Se determina que, por la dimensión del depósito serán cuatro tanques horizontales sustentados por tres patas de soporte de tipo L de dimensiones 70x70x10, cada uno (*Tabla 8.8* presente en el *Anexo 8*)

A3.4.8. Seguridad

Como se ha comentado antes, se debe construir un cubeto para el tanque de líquido de refinado y el conjunto de tanques del disolvente de extracción (1 metro de distancia entre ellos), según la instrucción MIE-APQ-1. Por seguridad, dispondrá de un sistema de venteo o alivio de presión al igual de los demás tanques.

ANEXO 4. DISEÑO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS

A4.1. Introducción

Dentro del alcance del diseño del sistema de tuberías está el diseño hidráulico y mecánico de cada tramo de tubería del proceso.

El buen uso de líneas de distribución que comunican unos equipos con otros es fundamental para el buen funcionamiento de la columna y para conseguirlo se utilizarán líneas de tuberías, sistemas de impulsión y otros accesorios como válvulas y medidores para regular las corrientes y llevar un control sobre ellas.

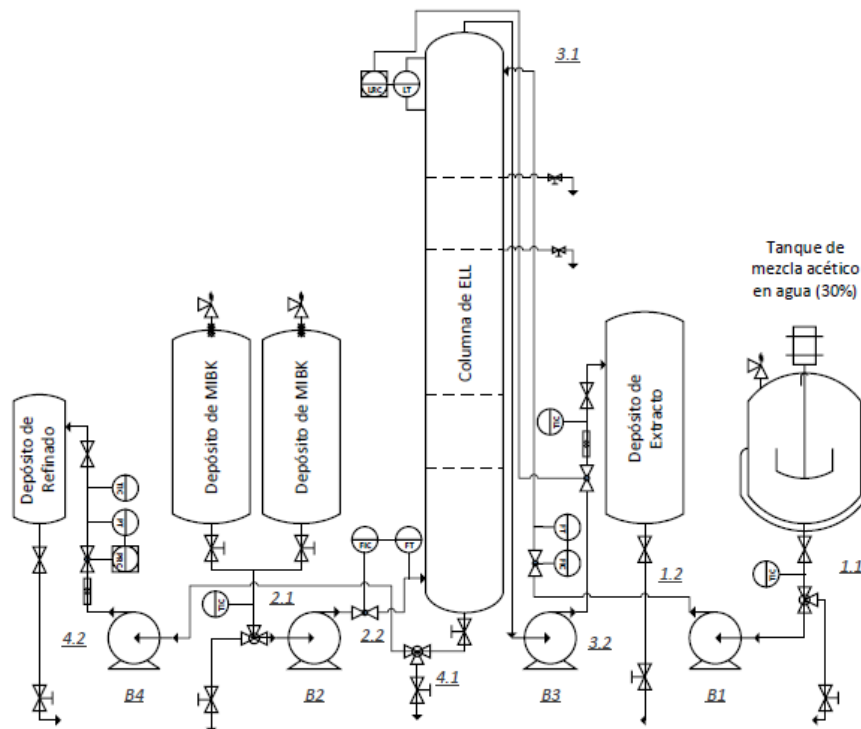


Figura 4.1. Diagrama de flujo general de la planta de proceso

Las líneas de distribución y en medida de lo posible todos los accesorios estarán contruidos en acero inoxidable 304 debido al carácter corrosivo del ácido acético.

Los diferentes tramos o líneas de conducción de la planta son (Figura 4.1):

- **Tramo 1.** Conduce la alimentación desde el tanque de mezcla hasta la entrada lateral en la parte superior de la columna.

Tramo 1.1. Conduce el líquido desde el tanque de mezcla hasta la entrada de la bomba que lo impulsa.

Tramo 1.2. Conduce el fluido desde la salida de la bomba hasta la entrada de la parte superior de la columna.

- **Tramo 2.** Conduce el líquido desde los cuatro tanques de almacenamiento del disolvente de extracción hasta la entrada lateral en la parte inferior de la columna.

Tramo 2.1. Conduce el líquido desde los cuatro tanques de almacenamiento hasta la entrada a la bomba que lo impulsa.

Tramo 2.2. Conduce el líquido desde la salida de la bomba hasta la entrada lateral de la parte inferior de la columna.

- **Tramo 3.** Conduce el líquido extracto desde la salida de la parte superior de la columna hasta su tanque de almacenamiento

Tramo 3.1. Conduce el líquido desde la salida superior de la columna hasta la entrada a la bomba que lo impulsa.

Tramo 3.2. Conduce el líquido desde la salida de la bomba hasta la entrada al tanque de almacenamiento de líquido extracto.

- **Tramo 4.** Conduce el líquido refinado desde la salida de la parte inferior de la columna hasta su tanque de almacenamiento

Tramo 4.1. Conduce el líquido desde la salida inferior de la columna hasta la entrada de la bomba que lo impulsa.

Tramo 4.2. Conduce el líquido desde la salida de la bomba hasta la entrada al tanque de almacenamiento del líquido refinado.

A4.2. Diseño de las canalizaciones

Para el cálculo y diseño de cada tramo de tubería se sigue el siguiente procedimiento:

1. Estimación del diámetro de la tubería.

En primer lugar, se estima el diámetro interno, y para ello se supone una velocidad del fluido a través de la tubería. Poder suponer la velocidad de un fluido poco viscoso a la entrada y salida de la bomba a partir de la *Tabla 4.1*. Sabiendo el caudal volumétrico y la velocidad del fluido se puede obtener un valor de diámetro interno siguiendo la siguiente expresión;

$$D_{io} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{v \cdot \pi}}$$

Tabla 4.1. Velocidades de un fluido para sistemas de impulsión

Fluido			Tipo de flujo	Velocidad	
				pies/s	m/s
Líquidos poco viscosos		Flujo por gravedad	0,5-1	0,15-0,30	
		Entrada de bomba	1-3	0,3-0,9	
		Salida de bomba	4-10	1,2-3	
		Línea de conducción	4-8	1,2-2,4	
Líquidos viscosos		Entrada de bomba	0,2-0,5	0,06-0,15	
		Salida de bomba	0,5-2	0,15-0,6	
Vapor de agua			30-50	9-15	
Aire o gas			30-100	9-30	

2. Cálculo del diámetro exterior y nominal

La *Tabla 8.6* presente en el *Anexo 8* relaciona distintos valores de diámetros nominales estándar de tuberías o conducciones comerciales con el diámetro exterior. El diámetro exterior seleccionado será el comercial inmediatamente superior al calculado.

3. Espesor del termoaislante que cubre las conducciones del tramo.

No se considera oportuno tener en cuenta el uso de aislantes para las conducciones, ya que los fluidos atraviesan el sistema de tuberías con una temperatura de 25°C, igual a la temperatura de entrada y salida de la columna. Las pequeñas variaciones de temperatura que pudieran darse por el cambio de temperatura dentro de la planta, no se tendrán en cuenta puesto que no afectan al equilibrio líquido-líquido, ni al material de construcción.

4. Diseño mecánico de las conducciones.

El diseño mecánico se realizará siguiendo las instrucciones del Código ASME B31.3 donde el espesor se calcula en base a la siguiente expresión:

$$t = \left(\frac{P_d \cdot D_o}{2 \cdot (\sigma \cdot E + P_d \cdot Y)} + C \right) \cdot \frac{1}{1 - \left(\frac{M}{100} \right)} \quad (4.1)$$

Cada uno de los parámetros que forman esta expresión son:

- P_d , es la presión de diseño en las tuberías, la cual se calcula como la presión de operación más un valor añadido del 10%. En este caso:

$$P_d = 1,1 \cdot P_{op} = 1,1 \cdot 101325 \text{ Pa} = 111458,6 \text{ Pa}$$

- T_d es la temperatura de diseño. Se toma el mayor valor de la temperatura y se le añaden 20°C

$$T_d = T(^{\circ}\text{C}) + 20^{\circ}\text{C} = 25^{\circ}\text{C} + 20^{\circ}\text{C} = 45^{\circ}\text{C} = 77^{\circ}\text{F}$$

- D_o es el diámetro exterior de la tubería expresado en metros.

- σ es la tensión máxima admisible, y se obtiene a partir de la *Tabla 8.2.* presente en el *Anexo 2*, donde el valor de tensión depende de la temperatura y el material empleado.

$$\sigma = 23931,2 \text{ psi} = 1,65 \cdot 10^8 \text{ Pa}$$

- E es el coeficiente de soldadura y se va a seleccionar junta a tope con doble cordón de soldadura radiografiado por puntos, por lo que, según la *Tabla 8.3* presente en el *Anexo 8*, su valor es de:

$$E = 0,85$$

- C , es el coeficiente de desgaste a la corrosión y depende fundamentalmente de dos criterios. En primer lugar, se encuentran cuestiones económicas, de manera que según la *Tabla 8.4* presente en el *Anexo 8*, la vida media útil de una columna de extracción es de 15 años. Y en segundo lugar, se considera que una corrosión de 5 milésimas de pulgada al año es satisfactoria para este tipo de recipientes.

$$C = 0,0005 \text{ in} \cdot 15 \text{ años} = 0,0075 \text{ in} = 0,0019 \text{ m}$$

- Y es un factor que depende de la temperatura de diseño y del material de las tuberías. Para este caso, se consulta la *Tabla 8.5* presente en el *Anexo 8* y se obtiene un valor de:

$$Y = 0,4$$

- M es la tolerancia de fabricación. Para el espesor de pared se toma un valor de 12,5 %.

Una vez calculado el espesor, se selecciona el valor de espesor estándar comercial inmediatamente superior al calculado.

5. Velocidad del fluido real

Se calcula la velocidad real del fluido a partir de la expresión que relaciona el diámetro interno con la velocidad y el caudal, pero en este caso despejando la velocidad.

$$v = \frac{4 \cdot Q_v}{D_i^2 \cdot \pi} \quad (4.2)$$

Se van a calcular paso a paso las características del fluido y los parámetros de diseño para el *Tramo 1*. Los resultados para el resto de conducciones se muestran recogidos en la *Tabla 4.2-4.7* para facilitar su lectura.

A4.2.1. Cálculos del tramo 1

Tramo 1.1. Conduce la corriente de alimentación desde el tanque de mezcla hasta la bomba de alimentación que impulsa el fluido.

1. *Estimación del diámetro interior.* Se supone una velocidad del fluido de 0,3 m/s ya que este tramo se sitúa a la entrada de la bomba de alimentación.

$$F = 2000 \frac{kg}{h} \cdot \left(\frac{3600 s}{1 h} \right)^{-1} = 0,5556 \frac{kg}{s}$$

$$Q_v = \frac{0,5556}{982,55} = 0,0006 \frac{m^3}{s}$$

$$D_{io} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0006}{0,3 \cdot \pi}} = 0,0490 m = 1,93 in$$

2. *Diámetro exterior y nominal.* Se obtienen a partir de la *Tabla 8.6* presente en el *Anexo 8*.

$$D_n = 1,939 in = 0,0492 m$$

$$D_{on} = 2,375 in = 0,0603 m$$

3. *Diseño mecánico.* Se hace uso de la *Ecuación 4.1*, de la cual se conocen todos los datos.

$$t = \left(\frac{111457,5 \cdot 0,0603}{2 \cdot (1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,85 + 111457,5 \cdot 0,4)} + 0,0019 \right) \cdot \frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}} = 0,0029 \text{ m}$$

$$t = 0,0029 \text{ m} = 2,9 \text{ mm} = 0,113 \text{ in}$$

A partir de Tabla 8.6 presente en el Anexo 8 se obtiene el espesor estándar comercial asociado al diámetro exterior e interior inmediatamente superior al calculado.

$$t_{\text{estandar}} = 0,12 \text{ in} = 0,0030 \text{ m}$$

$$D_{it} = 3,26 \text{ in} = 0,0820 \text{ m}$$

$$D_o = 3,5 \text{ in}$$

4. *Velocidad de flujo real.* Utilizando los valores anteriormente calculados se sustituye en la Ecuación 4.2

$$v = \frac{4 \cdot Q_v}{(D_{it})^2 \cdot \pi} = \frac{4 \cdot 0,0006}{(0,0820)^2 \cdot \pi} = 0,11 \text{ m/s}$$

Tramo 1.2. Conduce la corriente de alimentación desde la salida de la bomba de alimentación que impulsa el líquido hasta la entrada lateral de la parte superior de la columna.

1. *Estimación del diámetro interior.* Se supone una velocidad del fluido de 1,20 m/s ya que este tramo se sitúa a la salida de la bomba de alimentación.

$$F = 2000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \left(\frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \right)^{-1} = 0,5556 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$Q_v = \frac{0,5556}{982,55} = 0,0006 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$D_{io} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0006}{1,20 \cdot \pi}} = 0,0245 \text{ m} = 0,96 \text{ in}$$

2. *Diámetro exterior y nominal.* Se obtienen a partir de la Tabla 8.6 presente en el Anexo 8.

$$D_n = 0,957 \text{ in} = 0,0243 \text{ m}$$

$$D_{on} = 1,315 \text{ in} = 0,0334 \text{ m}$$

3. *Diseño mecánico.* Se hace uso de la *Ecuación 4.1*, de la cual se conocen todos los datos.

$$t = \left(\frac{111457,5 \cdot 0,0603}{2 \cdot (1,65 \cdot 10^8 \cdot 0,85 + 111457,5 \cdot 0,4)} + 0,0019 \right) \cdot \frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}} = 2,87 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$t = 2,87 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 2,87 \text{ mm} = 0,113 \text{ in}$$

A partir de la *Tabla 8.6* presente en el *Anexo 8* se obtiene el espesor estándar comercial asociado al diámetro exterior e interior inmediatamente superior al calculado.

$$t_{\text{estandar}} = 0,123 \text{ in} = 0,0031 \text{ m}$$

$$D_{it} = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$D_o = 1,315 \text{ in}$$

4. *Velocidad de flujo real.* Utilizando los valores anteriormente calculados se sustituye en la *Ecuación 4.2*

$$v = \frac{4 \cdot Q_v}{(D_{it})^2 \cdot \pi} = \frac{4 \cdot 0,0006}{(0,0266)^2 \cdot \pi} = 1,01 \text{ m/s}$$

A4.2.2. Cálculos del tramo 2

Tramo 2.1. Conduce la corriente de disolvente de extracción desde los tanques de almacenamiento hasta la entrada a la bomba que lo impulsa.

Tabla 4.2. Dimensionamiento de la conducción del Tramo 2.1

Tramo 2.1		
Temperatura, $T(^{\circ}\text{C})$	25	
Presión, $P \text{ (Pa)}$	101325	
Caudal volumétrico, $Q_v \text{ (m}^3/\text{s)}$	0,0014	
Densidad del fluido, $\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	796,44	
Velocidad supuesta, $v_s \text{ (m/s)}$	0,3	
Dimensiones	Metros (m)	Pulgadas (in)
Diámetro interior estimado, D_{io}	0,0770	3,03
Diámetro nominal, D_n	0,0775	3,05
Diámetro exterior nominal, D_{on}	0,0889	3,50
Diámetro total, D_o	0,0889	3,50
Espesor de la tubería, t	0,0029	0,113
Espesor comercial, t_{estandar}	0,0030	0,120
Diámetro interior comercial, D_{it}	0,0828	3,26
Velocidad real, $v \text{ (m/s)}$	0,26	

Tramo 2.2. Conduce la corriente de disolvente de extracción desde la salida de la bomba hasta la entrada lateral de la parte inferior de la columna.

Tabla 4.3. Dimensionamiento de la conducción del Tramo 2.2

Tramo 2.2		
Temperatura, $T(^{\circ}\text{C})$	25	
Presión, $P(\text{Pa})$	101325	
Caudal volumétrico, $Q_v(\text{m}^3/\text{s})$	0,0014	
Densidad del fluido, $\rho(\text{kg}/\text{m}^3)$	796,44	
Velocidad supuesta, $v_s(\text{m}/\text{s})$	1,2	
Dimensiones	Metros (m)	Pulgadas (in)
Diámetro interior estimado, D_{io}	0,0385	1,52
Diámetro nominal, D_n	0,0408	1,61
Diámetro exterior nominal, D_{on}	0,0483	1,90
Diámetro total, D_o	0,0483	1,90
Espesor de la tubería, t	0,0029	0,113
Espesor comercial, t_{estandar}	0,0031	0,123
Diámetro interior comercial, D_{it}	0,0266	1,049
Velocidad real, $v(\text{m}/\text{s})$	2,50	

A4.2.3. Cálculos del tramo 3

Tramo 3.1. Conduce el líquido extracto desde la salida superior de la columna hasta la entrada a la bomba que lo impulsa.

Tabla 4.4. Dimensionamiento de la conducción del Tramo 3.1

Tramo 3.1		
Temperatura, $T(^{\circ}\text{C})$	25	
Presión, $P(\text{Pa})$	101325	
Caudal volumétrico, $Q_v(\text{m}^3/\text{s})$	0,0016	
Densidad del fluido, $\rho(\text{kg}/\text{m}^3)$	852,57	
Velocidad supuesta, $v_s(\text{m}/\text{s})$	0,3	
Dimensiones	Metros (m)	Pulgadas (in)
Diámetro interior estimado, D_{io}	0,0820	3,23
Diámetro nominal, D_n	0,0825	3,25
Diámetro exterior nominal, D_{on}	0,0889	3,50
Diámetro total, D_o	0,0889	3,50
Espesor de la tubería, t	0,0029	0,114
Espesor comercial, t_{estandar}	0,0030	0,120
Diámetro interior comercial, D_{it}	0,0828	3,26
Velocidad real, $v(\text{m}/\text{s})$	0,29	

Tramo 3.2. Conduce el líquido extracto desde la salida de la bomba hasta su entrada al tanque de almacenamiento.

Tabla 4.5. Dimensionamiento de la conducción del Tramo 3.2

Tramo 3.2		
Temperatura, $T(^{\circ}\text{C})$	25	
Presión, $P \text{ (Pa)}$	101325	
Caudal volumétrico, $Q_v \text{ (m}^3/\text{s)}$	0,0016	
Densidad del fluido, $\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	852,57	
Velocidad supuesta, $v_s \text{ (m/s)}$	1,2	
Dimensiones	Metros (m)	Pulgadas (in)
Diámetro interior estimado, D_{io}	0,0410	1,61
Diámetro nominal, D_n	0,0429	1,69
Diámetro exterior nominal, D_{on}	0,0483	1,90
Diámetro total, D_o	0,0483	1,90
Espesor de la tubería, t	0,0029	0,114
Espesor comercial, t_{estandar}	0,0031	0,123
Diámetro interior comercial, D_{it}	0,0266	1,049
Velocidad real, $v \text{ (m/s)}$	2,84	

A4.2.4. Cálculos del tramo 4

Tramo 4.1. Conduce el líquido refinado desde la salida inferior de la columna hasta la entra de la bomba que lo impulsa.

Tabla 4.6. Dimensionamiento de la conducción del Tramo 4.1

Tramo 4.1		
Temperatura, $T(^{\circ}\text{C})$	25	
Presión, $P \text{ (Pa)}$	101325	
Caudal volumétrico, $Q_v \text{ (m}^3/\text{s)}$	0,0003	
Densidad del fluido, $\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	991,97	
Velocidad supuesta, $v_s \text{ (m/s)}$	0,3	
Dimensiones	Metros (m)	Pulgadas (in)
Diámetro interior estimado, D_{io}	0,0368	1,45
Diámetro nominal, D_n	0,0427	1,68
Diámetro exterior nominal, D_{on}	0,0483	1,90
Diámetro total, D_o	0,0483	1,90
Espesor de la tubería, t	0,0029	0,114
Espesor comercial, t_{estandar}	0,0030	0,120
Diámetro interior comercial, D_{it}	0,0828	3,26
Velocidad real, $v \text{ (m/s)}$	0,06	

Tramo 4.2. Conduce el líquido refinado desde la salida de la bomba hasta su entrada al tanque de almacenamiento.

Tabla 4.7. Dimensionamiento de la conducción del Tramo 4.2

Tramo 4.2		
Temperatura, $T(^{\circ}\text{C})$	25	
Presión, $P \text{ (Pa)}$	101325	
Caudal volumétrico, $Q_v \text{ (m}^3/\text{s)}$	0,0003	
Densidad del fluido, $\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	991,97	
Velocidad supuesta, $v_s \text{ (m/s)}$	1,2	
Dimensiones	Metros (m)	Pulgadas (in)
Diámetro interior estimado, D_{io}	0,0184	0,72
Diámetro nominal, D_n	0,0188	0,74
Diámetro exterior nominal, D_{on}	0,0267	1,05
Diámetro total, D_o	0,0267	1,05
Espesor de la tubería, t	0,0287	0,0113
Espesor comercial, t_{estandar}	0,0031	0,123
Diámetro interior comercial, D_{it}	0,0266	1,049
Velocidad real, $v \text{ (m/s)}$	0,57	

A4.3. Pérdidas de carga

El cálculo de las pérdidas de carga es fundamental para el posterior cálculo y selección de los sistemas de impulsión o bombas.

Para el cálculo de las pérdidas de carga en el sistema de tuberías, es decir, en los tramos de tuberías y accesorios se utiliza la expresión denominada ecuación de Darcy-Weisbach.

$$h_f = (4f) \cdot \frac{L}{D_i} \cdot \frac{v_{\text{tramo}}^2}{2 \cdot g} \quad (4.3)$$

Donde,

h_f , es la pérdida de carga total (m)

L , es la longitud del tramo recto (m)

D , es el diámetro interior de la tubería (m)

v , es la velocidad del fluido (m/s)

g , es la aceleración de la gravedad (m/s^2)

$(4f)$, es el factor de fricción de Darcy

El factor de Darcy se obtiene a partir del diagrama de Moody (*Figura 8.2* presente en el *Anexo 8*) que dependerá del número de Reynolds y de la rugosidad relativa (ε/D). Está a su vez, se determina mediante la *Figura 8.3* presente en el *Anexo 8*, a partir del diámetro y del material de la tubería.

Además de estas pérdidas de carga, hay que tener en cuenta también las pérdidas de carga causada a causa de la fricción en las tuberías y para ello es necesario considerar las pérdidas de altura ocasionadas por los accesorios presentes en ellas. Para poder evaluar las pérdidas debidas a estas

últimas, se emplea el método de las cargas de velocidad. Éste consiste en asignar a cada accesorio un valor de k tal que al multiplicarlo por la carga de velocidad circulante por la tubería sea igual a la pérdida de carga debido al accesorio. Luego se suman todos los valores para el conjunto de accesorios presentes en el tramo de conducción.

$$h_{\text{accesorios}} = \sum k_{\text{accesorios}} \cdot \frac{v_{\text{tramo}}^2}{2g} \quad (4.4)$$

Este procedimiento de cálculo se repite para cada tramo de la columna. Al igual que en el caso anterior se van a calcular paso a paso las pérdidas de carga de los dos tramos del *Tramo 1*. Los resultados para el resto de conducciones se muestran recogidos en las *Tablas 4.8-4.14* para facilitar su lectura.

A4.3.1. Cálculos del tramo 1

Tramo 1.1. Conduce la corriente de alimentación desde el tanque de mezcla hasta la bomba de alimentación que impulsa el fluido.

Este tramo dispone de: 1 salida de tanque, 1 codo estándar 90°, 1 válvula de compuerta, 1 válvula de bola.

1. Cálculo del número de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$$

La densidad, la velocidad y el diámetro interior de la tubería se conocen porque han sido calculados en el *apartado 4.2*, y la viscosidad se obtuvo en el *Anexo 1*.

$$\mu = 0,0009 \text{ kg/m} \cdot \text{s}$$

$$Re = \frac{991,97 \cdot 0,11 \cdot 0,08}{0,0009} = 9699,26$$

2. Obtención de la rugosidad relativa a partir de la *Figura 8.3 presente en el Anexo 8*

$$\frac{\varepsilon}{D} = 5,8 \cdot 10^{-4}$$

3. Se obtiene el factor de fricción a partir del diagrama de Moody (*Figura 8.2 presente en el Anexo 8*)

$$\left. \begin{array}{l} Re = 9699,26 \\ \frac{\varepsilon}{D} = 0,00058 \end{array} \right\} f = 0,034$$

4. La tubería recta tendrá una longitud (L) igual a $1,32 \text{ m}$
5. Para obtener las pérdidas por fricción de cada accesorio se hace uso de la *Tabla 8.7* presente en el *Anexo 8*. Este tramo tiene, un codo estándar de 90° , una reducción brusca (salida del tanque), una válvula de compuerta abierta y una válvula de bola semiabierta.

$$\begin{aligned} h_{\text{accesorios}} &= (k_{\text{sal,tanque}}, k_{\text{codo } 90^\circ}, k_{\text{v.compuerta}}, k_{\text{v.bola}}) \cdot \frac{v_{\text{tramo}}^2}{2g} = \\ &= (0,5 + 0,75 + 0,15 + 10) \cdot \frac{0,11^2}{2 \cdot 9,81} = 0,0070 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Finalmente se procede al cálculo de la caída de presión en el tramo mediante la suma de la *Ecuación 4.3* y la *Ecuación 4.4*

$$h_f = (4 \cdot 0,034) \cdot \frac{1,32}{0,08} \cdot \frac{0,11^2}{2 \cdot 9,81} = 0,0014 \text{ m}$$

$$h_{\text{acc}} = 0,0070 \text{ m}$$

$$h_{\text{tot}} = 0,0014 + 0,0070 = 0,0084 \text{ m}$$

Tramo 1.2. Comunica la salida de la bomba que impulsa la corriente de alimentación, con su entrada a la columna en su lateral superior.

Este tramo dispone de: 3 codos estándar 90° y 1 válvula de asiento.

Tabla 4.8. Pérdidas de carga del Tramo 1.2.

Tramo 1.2.	
Diámetro, D (m)	0,03
Velocidad, v (m/s)	1,01
Densidad, ρ (kg/m ³)	991,97
Viscosidad, μ (kg/m · s)	0,0009
Número de Reynolds, Re	33396,32
Rugosidad relativa, ε/D	0,0018
Factor de fricción, f	0,028
Longitud, L (m)	8,27
Caída de presión, h_f (m)	1,6060
Caída de presión accesorios, h_{acc} (m)	0,5589
Caída de presión total, h_{total} (m)	2,1649

A4.3.2. Cálculos del tramo 2

Tramo 2.1. Comunica la salida del tanque de almacenamiento del disolvente de extracción con la entrada a la bomba que lo impulsa.

Este tramo dispone de: 1 salida de tanque, 1 válvula de compuerta, 1 válvula de ángulo y 1 codo estándar 90°.

Tabla 4.9. Pérdidas de carga del Tramo 2.1.

Tramo 2.1	
Diámetro, D (m)	0,08
Velocidad, v (m/s)	0,26
Densidad, ρ (kg/m ³)	796,44
Viscosidad, μ (kg/m · s)	0,0005
Número de Reynolds, Re	33131,90
Rugosidad relativa, ε/D	$5,8 \cdot 10^{-4}$
Factor de fricción, f	0,025
Longitud, L (m)	1,94
Caída de presión, h_f (m)	0,0083
Caída de presión accesorios, h_{acc} (m)	0,0221
Caída de presión total, h_{total} (m)	0,0304

Tramo 2.2. Comunica la salida de la bomba que impulsa el disolvente de extracción con su entrada a la columna en su lateral inferior.

Este tramo dispone de: 2 codos estándar 90° y 1 válvula de asiento.

Tabla 4.10. Pérdidas de carga del Tramo 2.2.

Tramo 2.2	
Diámetro, D (m)	0,03
Velocidad, v (m/s)	2,50
Densidad, ρ (kg/m ³)	796,44
Viscosidad, μ (kg/m · s)	0,0005
Número de Reynolds, Re	119466
Rugosidad relativa, ε/D	0,0018
Factor de fricción, f	0,0245
Longitud, L (m)	1,42
Caida de presión, h_f (m)	1,4777
Caida de presión accesorios, h_{acc} (m)	3,1855
Caida de presión total, h_{total} (m)	4,6632

A4.3.3. Cálculos del tramo 3

Tramo 3.1. Comunica la salida por la parte superior de la columna del líquido extracto con su entrada a la bomba que lo impulsa.

Este tramo dispone de: 3 codos estándar 90°.

Tabla 4.11. Pérdidas de carga del Tramo 3.1.

Tramo 3.1	
Diámetro, D (m)	0,08
Velocidad, v (m/s)	0,29
Densidad, ρ (kg/m ³)	852,57
Viscosidad, μ (kg/m · s)	0,0007
Número de Reynolds, Re	28256,61
Rugosidad relativa, ε/D	$5,8 \cdot 10^{-4}$
Factor de fricción, f	0,025
Longitud, L (m)	6,93
Caida de presión, h_f (m)	0,0371
Caida de presión accesorios, h_{acc} (m)	0,0096
Caida de presión total, h_{total} (m)	0,0467

Tramo 3.2. Comunica la salida de la bomba que impulsa el líquido extracto con su entrada a su tanque de almacenamiento.

Este tramo dispone de: 1 entrada a tanque, 2 codos estándar 90° , 1 válvula de compuerta y 1 válvula de asiento.

Tabla 4.12. Pérdidas de carga del Tramo 3.2.

Tramo 3.2	
Diámetro, D (m)	0,03
Velocidad, v (m/s)	2,84
Densidad, ρ (kg/m ³)	852,57
Viscosidad, μ (kg/m · s)	0,0007
Número de Reynolds, Re	103769,95
Rugosidad relativa, ε/D	0,0018
Factor de fricción, f	0,0245
Longitud, L (m)	4,63
Caída de presión, h_f (m)	6,2176
Caída de presión accesorios, h_{acc} (m)	4,5837
Caída de presión total, h_{total} (m)	10,8013

A4.3.4. Cálculos del tramo 4

Tramo 4.1. Comunica la salida por la parte inferior de la columna del líquido refinado con su entrada a la bomba que lo impulsa.

Este tramo dispone de: 5 codos estándar 90° , 1 válvula de compuerta y 1 válvula de bola.

Tabla 4.13. Pérdidas de carga del Tramo 4.1.

Tramo 4.1	
Diámetro, D (m)	0,08
Velocidad, v (m/s)	0,06
Densidad, ρ (kg/m ³)	991,97
Viscosidad, μ (kg/m · s)	0,0010
Número de Reynolds, Re	4761,46
Rugosidad relativa, ε/D	$5,8 \cdot 10^{-4}$
Factor de fricción, f	0,038
Longitud, L (m)	2,768
Caída de presión, h_f (m)	0,0010
Caída de presión accesorios, h_{acc} (m)	0,0026
Caída de presión total, h_{total} (m)	0,0035

Tramo 4.2. Comunica la salida de la bomba que impulsa el líquido refinado con su entrada a su tanque de almacenamiento.

Este tramo dispone de: 2 codos estándar 90° , 1 válvula de compuerta y 1 válvula de asiento, 1 entrada a tanque.

Tabla 4.14. Pérdidas de carga del Tramo 4.2.

Tramo 4.2	
Diámetro, D (m)	0,03
Velocidad, v (m/s)	2,50
Densidad, ρ (kg/m ³)	991,97
Viscosidad, μ (kg/m · s)	0,0010
Número de Reynolds, Re	74397,75
Rugosidad relativa, ε/D	0,0018
Factor de fricción, f	0,026
Longitud, L (m)	3,52
Caída de presión, h_f (m)	3,8872
Caída de presión accesorios, h_{acc} (m)	3,3926
Caída de presión total, h_{total} (m)	7,2798

ANEXO 5. DISEÑO DEL SISTEMA DE IMPULSIÓN

A5.1. Introducción

Un sistema de impulsión consiste en captar un fluido desde un determinado punto e impulsarlo o elevarlo hasta otro punto, que normalmente es más alto que el primero. Las corrientes líquidas que necesitan un impulso disponen de un equipo auxiliar destinado a esa función, las bombas.

En la presente planta se diferencian cuatro líneas de bombeo diferentes. Las líneas son las siguientes:

- Línea 1, o de alimentación. Impulsa el fluido de alimentación desde el tanque de mezclado hasta su entrada en la columna de extracción. (*Tramo 1.1 a Tramo 1.2*)
- Línea 2, o de disolvente de extracción. Impulsa el fluido desde el tanque de almacenamiento de este hasta su entrada en la columna de extracción. (*Tramo 2.1 a 2.2*)
- Línea 3, o de líquido extracto. Impulsa el fluido desde su salida de la columna de extracción hasta su tanque de almacenamiento. (*Tramo 3.1 a Tramo 3.2*)
- Línea 4, o de líquido refinado. Impulsa el fluido desde su salida de la columna de extracción hasta su tanque de almacenamiento. (*Tramo 4.1 a Tramo 4.2*)

A5.2. Línea 1. Bomba de impulsión de la alimentación

A5.2.1. Selección del tipo de bomba

La elección del tipo de bomba más adecuada dependerá de las condiciones de operación y de las características del fluido que será impulsado por dicho equipo. Dependiendo de las funciones que se desee que cumpla la bomba existe una amplia gama para satisfacer estas necesidades.

Un buen método para tomar una correcta decisión es el gráfico que se encuentra en el *Anexo 8* de tablas (*Figura 8.4*). A partir de los valores del caudal (Q_{vol}) y de la altura útil (H), que serán calculados en los apartados posteriores, podrá determinarse la bomba requerida.

En este caso, la bomba cuenta con una altura útil de aproximadamente 6,97 m y un caudal de $2,04 \text{ m}^3/\text{h}$, por lo tanto, según la *Figura 8.4*, la bomba requerida para el proceso puede ser de tipo reciprocante (bomba de embolo o diafragma) o centrífuga de aspiración sencilla.

Se va a escoger para el diseño una bomba centrífuga de aspiración sencilla porque operan bien en rangos de caudal de $0,25-1000 \text{ m}^3/h$ y son comúnmente utilizadas en procesos de este tipo, en los que el líquido que se impulsa es poco viscoso y se trabaja a presiones bajas.

A5.2.2. Diseño de la línea de bombeo

La selección del tipo de bomba más adecuada para cada línea de bombeo se basa en el cálculo de tres parámetros principales.

A5.2.2.1. Carga útil de la bomba (H)

Es la carga total que debe aportar la bomba para elevar el fluido hasta el punto de descarga venciendo los desniveles, presiones y resistencias que surgen a lo largo de la tubería.

Se desarrolla la ecuación de Bernoulli entre el punto de aspiración y el de descarga de la bomba:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} + h_f \quad (5.1)$$

Donde,

$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g}$ es la carga debida a la diferencia de presión entre los puntos de aspiración y descarga

$(z_2 - z_1)$ es la carga debida a la diferencia de altura. En este caso tomamos como referencia el suelo de la planta.

$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g}$ es la carga debido a la diferencia de velocidad entre ambos tramos.

h_f es la carga debida a la fricción por la tubería entre ambos puntos y resulta de la suma de las pérdidas de carga de todos los tramos que forman la tubería.

Por lo tanto h_f corresponde a las pérdidas de cargas de los *Tramo 1.1* y *Tramo 1.2* calculados en el *Anexo 4*.

$$h_f = h_{f \text{ tramo } 1.1} + h_{f \text{ tramo } 1.2} = 0,0084 + 2,1649 = 2,17 \text{ m}$$

El punto de succión del fluido se sitúa en el punto donde se encuentra la unidad del proceso anterior y el punto de descarga será la columna de extracción.

Todos los datos de la *Ecuación 5.1* son conocidos y han sido calculados en el *Anexo 4*, por lo que sustituyendo estos valores se obtiene la carga útil de la bomba.

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} + h_f$$
$$H = (5,55 - 0,8) + \frac{1,01^2 - 0,11^2}{2 \cdot 9,81} + 2,17 = 6,97 \text{ m}$$

Cabe indicar que el primer término de la ecuación ha sido eliminado puesto que resulta ser cero al no existir cambios de presión entre la entrada y la salida de la bomba.

A5.2.2.2. La potencia (*W*)

La potencia hidráulica de la bomba es la precisada por esta exclusivamente para bombear el fluido hasta la altura útil (*H*)

Se define mediante la siguiente relación:

$$W = H \cdot \rho \cdot g \cdot Q$$

Siendo,

W, la potencia hidráulica requerida por la bomba (*W*)

H, la carga útil (*m*)

ρ , la densidad de la corriente (*kg/m³*)

g, la aceleración de la gravedad (*m/s²*)

Q, el caudal volumétrico de impulsión (*m³/s*)

Por lo tanto, sustituyendo la ecuación anterior:

$$W = 6,97 \cdot 982,55 \cdot 9,81 \cdot 0,0006 = 40,31 \text{ W}$$

A5.2.2.3. Altura neta de succión positiva (*NSPH_d*)

La presión en la entrada de la bomba debe ser suficientemente elevada para prevenir la cavitación que podría ocurrir en la bomba. La cavitación ocurre cuando se forman burbujas de vapor, o de gas, en la carcasa de la bomba. Las burbujas de vapor se formarán si la presión cae por debajo de la presión del líquido.

La carga de aspiración positiva neta disponible ($NPSH_d$) es la presión en la aspiración de la bomba, por encima de la presión de vapor del líquido, expresada como carga del líquido. $NPSH_d$ se define como la carga total, medida en la succión de la bomba, menos la presión de vapor del líquido.

$$NPSH_d = \frac{P_a - P_v}{\rho \cdot g} + (z_a - z_e) + \frac{v_a^2}{2 \cdot g} - h_{f,a-e} \quad (5.2)$$

Donde,

P_a , es la presión en el punto de aspiración (Pa)

P_v , es la presión de vapor del fluido (Pa)

z_a , es la altura del punto de aspiración (m)

z_e , es la altura de la entrada de la bomba (m)

v_a , es la velocidad en el punto de aspiración (m/s)

$h_{f,a-e}$, es la pérdida de carga entre el punto de aspiración y la entrada de la bomba

Se conocen todos los datos de la expresión anterior menos la presión de vapor, luego habrá que calcularla.

- Cálculo de la presión de vapor para la corriente de alimentación

La presión de vapor de la corriente de alimentación será la presión total de vapor de una disolución acuosa de ácido acético y se calcula a partir de la Tabla 5.1, donde aparece valores de presión de vapor (en mm de Hg) para temperatura de 25°C y a diferentes composiciones. Se van a interpolar los datos gráficamente para calcular la presión al 30% en masa de ácido acético.

Tabla 5.1. Presiones totales de vapor de soluciones acuosas de ácido acético

Los porcentajes son en peso de ácido acético en la solución
mmHg

°C	25%	50%	75%
20	16.5	15.7	15.3
25	22.1	21.4	20.8
30	29.6	28.8	27.8
35	39.4	38.3	36.6
40	51.7	50.2	48.1
45	67.0	65.0	62.0
50	87.2	85.0	80.1
55	110	107	102
60	141	138	130
65	178	172	162
70	228	216	203
75	277	269	251
80	342	331	310
85	419	407	376
90	510	497	458
95	618	602	550
100	743	725	666

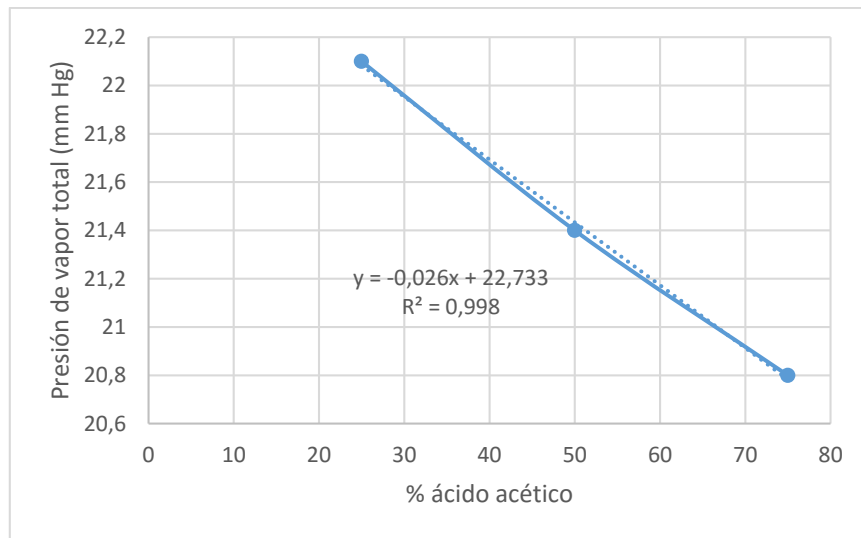


Figura 5.3. Interpolación gráfica de los datos de la *Tabla 5.1*

$$P_s(\text{mm Hg}) = -0,026 \cdot \% \text{ ácido acético} + 22,733 = -0,026 \cdot 0,30 + 22,733 = 21,95 \text{ mm Hg} = 2926,83 \text{ Pa}$$

Sustituyendo en la *Ecuación 5.2* se obtendrá:

$$NPSH_d = \frac{101325 - 2926,83}{982,55 \cdot 9,81} + (0,8 - 0) + \frac{0,11^2}{2 \cdot 9,81} - 0,0084 = 11,00 \text{ m}$$

A5.2.2.4. Altura neta de succión positiva requerida ($NPSH_r$)

Una vez calculada la $NPSH_d$ se procede a calcular la altura neta de succión positiva requerida, que es la presión mínima que requiere la bomba para que no se produzca la cavitación.

Este parámetro es un margen inferior a la altura de succión disponible para asegurar el correcto funcionamiento de la bomba y evitar la cavitación. Como medida de seguridad, se le exigirá al fabricante bombas con una altura de succión positiva requerida inferior en 0,5 m a la disponible.

$$NPSH_r = NPSH_d - 0,5$$

$$NPSH_r = 11 - 0,5 = 10,5 \text{ m}$$

A5.3. Línea 2. Bomba de impulsión del disolvente de extracción

A5.3.1. Selección del tipo de bomba

La elección del tipo de bomba más adecuada dependerá de las condiciones de operación y de las características del fluido que será impulsado por dicho equipo. Dependiendo de las funciones que se desee que cumpla la bomba existe una amplia gama para satisfacer estas necesidades.

Un buen método para tomar una correcta decisión es el gráfico que se encuentra en el *Anexo 8* de tablas (*Figura 8.4*). A partir de los valores del caudal (Q_{vol}) y de la altura útil (H), que serán calculados en los apartados posteriores, podrá determinarse la bomba requerida.

En este caso, la bomba cuenta con una altura útil de aproximadamente 5,03 m y un caudal de $5,02 \text{ m}^3/h$, por lo tanto, según la *Figura 8.4*, la bomba requerida para el proceso será una bomba centrífuga de aspiración sencilla.

A5.3.2. Diseño de la línea de bombeo

Se vuelve a repetir el cálculo de los tres parámetros principales que determinan la selección del tipo de bomba, pero esta vez para la bomba de impulsión del disolvente de extracción.

A5.3.2.1. Carga útil de la bomba (H)

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} + h_f$$
$$H = (0,72 - 0,7) + \frac{2,50^2 - 0,26^2}{2 \cdot 9,81} + 4,69 = 5,03 \text{ m}$$

Cabe indicar que el primer término de la ecuación ha sido eliminado puesto que resulta ser cero al no existir cambios de presión entre la entrada y la salida de la bomba.

$$h_f = h_{f \text{ tramo } 2.1} + h_{f \text{ tramo } 2.2} = 0,0304 + 4,6632 = 4,69 \text{ m}$$

A5.3.2.2. La potencia (W)

$$W = H \cdot \rho \cdot g \cdot Q$$
$$W = 5,03 \cdot 796,44 \cdot 9,81 \cdot 0,0014 = 55,02 \text{ W}$$

A5.3.2.3. Altura neta de succión positiva ($NPSH_d$)

- Cálculo de la presión de vapor para la corriente de disolvente de extracción

La presión de vapor de la corriente de disolvente de extracción será la presión de vapor de compuesto orgánico metil-isobutil-cetona puro. Se calcula a partir de la *Tabla 5.2*, donde a partir de la siguiente expresión y haciendo uso de los coeficientes que aporta dicha tabla, se obtiene la presión.

Tabla 5.2. Presiones de vapor para compuestos orgánicos

123	Acetona	C ₃ H ₆ O	67,641	69,006	-5,599,6	-7,0985	6,2237E-06	2	178,45	2,7851E+00	508,2	4,2091E+06
124	Metil etil cetona	C ₅ H ₁₀ O	78,933	72,898	-6,143,6	-7,5779	5,6476E-06	2	186,48	1,3904E+00	535,5	4,2201E+06
125	2-Pentanona	C ₅ H ₁₀ O	107,879	84,635	-7,078,4	-9,3	6,2702E-06	2	196,29	7,5235E-01	561,08	3,7062E+06
126	Metil isopropil cetona	C ₅ H ₁₀ O	563,804	308,74	-13,693	-47,557	5,7002E-02	1	181,15	2,2648E-02	553	3,8413E+06
127	2-Hexanona	C ₆ H ₁₂ O	108,101	153,23	-10,055	-19,848	7,2196E-18	6	217,35	1,5111E+00	587,05	3,3209E+06
128	Metil isobutil cetona	C ₅ H ₁₀ O	565,617	64,641	-6,457,4	-6,218	3,4543E-06	2	189,15	3,3536E-02	571,4	3,2659E+06
129	3-Metil-2-pentanona	C ₅ H ₁₀ O	96,220	44,286	-5,415,1	-3,0913	1,8580E-18	6	167,15	3,2662E-03	573	3,3213E+06
130	3-Pentanona	C ₅ H ₁₀ O	565,695	206,77	-12,537	-27,894	2,2462E-05	2	234,18	7,3422E+01	560,95	3,6997E+06
131	Etil isopropil cetona	C ₅ H ₁₀ O	565,800	96,919	-8,004,2	-11,093	7,3452E-06	2	200	6,0339E-02	567	3,3424E+06
132	Dioxopropil cetona	C ₅ H ₁₀ O	108,941	95,118	-8,300,4	-10,796	6,5037E-06	2	204,81	3,9036E-01	576	3,0906E+06
133	Ciclohexanona	C ₆ H ₁₂ O	98,862	62,688	-8,088,8	-5,5434	2,0774E-18	6	242	6,9667E+00	653	4,0126E+06
134	Metil fenil cetona	C ₉ H ₁₀ O	64,186	50,323	-5,378,2	-4,203	3,4697E-06	2	292,81	3,5899E+01	709,5	3,8451E+06
135	Ácido fórmico	C ₁ H ₂ O ₂	64,197	53,27	-6,304,5	-4,2985	8,8865E-18	6	281,45	2,4024E+03	588	5,8074E+06
136	Ácido acético	C ₂ H ₄ O ₂	79,094	54,552	-7,149,4	-4,2769	1,1842E-18	6	289,81	1,2769E+03	591,95	5,7306E+06
137	Ácido propiónico	C ₃ H ₆ O ₂	107,926	93,815	-9,940,2	-9,8019	9,3124E-18	6	252,45	1,3142E+01	600,81	4,6686E+06
138	Ácido n-bútrico	C ₄ H ₈ O ₂	79,312	110,38	-10,540	-12,262	1,4310E-17	6	267,99	6,7794E+00	615,7	4,0705E+06
139	Ácido isobutírico	C ₄ H ₈ O ₂	65,830	88,513	-11,829	-8,6826	2,3248E-19	6	227,15	7,8244E-02	605	3,6834E+06
140	Ácido benzoico	C ₇ H ₆ O ₂	108,247	100,95	-8,873,2	-11,451	6,1316E-06	2	395,45	7,9550E+02	751	4,4691E+06
141	Azidobenzonitrilo	C ₇ H ₄ N ₄							200,15	2,1999E-02	606	3,9702E+06

La expresión que rige el cálculo de las presiones de vapor es la siguiente:

$$P_s = \exp[c_1 + (c_2/T) + c_3 \cdot \ln(T) + c_4 c_5]$$

Tomando los coeficientes aportados por la tabla y fijando la temperatura a 25°C = 298,15 K, se obtiene el valor de presión.

Tabla 5.3. Coeficientes para la MIBK obtenidos a partir de la Tabla 5.2

c1	53,27
c2	-6304,5
c3	-4,2985
c4	8,89 · 10 ⁻¹⁸
c5	6
T	298,15

$$P_s = \exp[53,27 + (-6304,5/298,15) - 4,2985 \cdot \ln(298,15) + (8,89 \cdot 10^{-18})^6] = 2,07 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

Sustituyendo en la *Ecuación 5.2* se obtendrá:

$$NPSH_d = \frac{101325 - 2070}{796,44 \cdot 9,81} + (0,7 - 0) + \frac{0,26^2}{2 \cdot 9,81} - 0,0304 = 13,38 \text{ m}$$

A5.3.2.4. Altura neta de succión positiva requerida ($NSPH_r$)

Una vez calculada la $NPSH_d$ se procede a calcular la altura neta de succión positiva requerida, que es la presión mínima que requiere la bomba para que no se produzca la cavitación.

Este parámetro es un margen inferior a la altura de succión disponible para asegurar el correcto funcionamiento de la bomba y evitar la cavitación. Como medida de seguridad, se le exigirá al fabricante bombas con una altura de succión positiva requerida inferior en 0,5 m a la disponible.

$$NSPH_r = NPSH_d - 0,5$$
$$NSPH_r = 13,38 - 0,5 = 12,88 \text{ m}$$

A5.4. Línea 3. Bomba de impulsión del líquido extracto

A5.4.1. Selección del tipo de bomba

La elección del tipo de bomba más adecuada dependerá de las condiciones de operación y de las características del fluido que será impulsado por dicho equipo. Dependiendo de las funciones que se desee que cumpla la bomba existe una amplia gama para satisfacer estas necesidades.

Un buen método para tomar una correcta decisión es el gráfico que se encuentra en el *Anexo 8* de tablas (*Figura 8.4*). A partir de los valores del caudal (Q_{vol}) y de la altura útil (H), que serán calculados en los apartados posteriores, podrá determinarse la bomba requerida.

En este caso, la bomba cuenta con una altura útil de aproximadamente 10,28 m y un caudal de $5,70 \text{ m}^3/h$, por lo tanto, según la *Figura 8.4*, la bomba requerida para el proceso será una bomba centrífuga de aspiración sencilla.

A5.4.2. Diseño de la línea de bombeo

Se vuelve a repetir el cálculo de los tres parámetros principales que determinan la selección del tipo de bomba, pero esta vez para la bomba de impulsión del líquido extracto.

A5.4.2.1. Carga útil de la bomba (H)

$$H = (4,7 - 5,68) + \frac{2,84^2 - 0,29^2}{2 \cdot 9,81} + 10,85 = 10,28 \text{ m}$$

Cabe indicar que el primer término de la ecuación ha sido eliminado puesto que resulta ser cero al no existir cambios de presión entre la entrada y la salida de la bomba.

$$h_f = h_{f \text{ tramo } 3.1} + h_{f \text{ tramo } 3.2} = 0,0467 + 10,8013 = 10,85 \text{ m}$$

A5.4.2.2. La potencia (W)

$$W = H \cdot \rho \cdot g \cdot Q$$

$$W = 10,28 \cdot 852,57 \cdot 9,81 \cdot 0,0016 = 137,57 \text{ W}$$

A5.4.2.3. Altura neta de succión positiva ($NSPH_d$)

- Cálculo de la presión de vapor para la corriente de disolvente de extracción

Por la ley de Raoult se sabe que la presión de vapor de una mezcla líquida es igual a la suma de las presiones parciales de vapor de los líquidos componentes. La presión de vapor parcial de cada componente es igual a su presión de vapor a esa temperatura, multiplicada por su fracción molar en la disolución.

Luego, podemos calcular la presión de vapor en la corriente de extracto a partir de la siguiente expresión.

$$P_{s,total} = X_{H_2O} \cdot P_{s,H_2O} + X_{CH_3COOH} \cdot P_{s,CH_3COOH} + X_{MIBK} \cdot P_{s,MIBK}$$

La presión de vapor para el agua líquida a 25°C esta dada por la *Tabla 5.4*

Tabla 5.4. Presión de vapor del agua líquida a 25°C

mm de Hg										
$t, ^\circ\text{C}$	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
10	9.209	9.271	9.333	9.395	9.458	9.521	9.585	9.649	9.714	9.779
11	9.844	9.910	9.976	10.042	10.109	10.176	10.244	10.312	10.380	10.449
12	10.518	10.588	10.658	10.728	10.799	10.870	10.941	11.013	11.085	11.158
13	11.231	11.305	11.379	11.453	11.528	11.604	11.680	11.756	11.833	11.910
14	11.987	12.065	12.144	12.223	12.302	12.382	12.462	12.543	12.624	12.706
15	12.788	12.870	12.953	13.037	13.121	13.205	13.290	13.375	13.461	13.547
16	13.634	13.721	13.809	13.898	13.987	14.076	14.166	14.256	14.347	14.438
17	14.530	14.622	14.715	14.809	14.903	14.997	15.092	15.188	15.284	15.380
18	15.477	15.575	15.673	15.772	15.871	15.971	16.071	16.171	16.272	16.374
19	16.477	16.581	16.685	16.789	16.894	16.999	17.105	17.212	17.319	17.427
20	17.535	17.644	17.753	17.863	17.974	18.085	18.197	18.309	18.422	18.536
21	18.650	18.765	18.880	18.996	19.113	19.231	19.349	19.468	19.587	19.707
22	19.827	19.948	20.070	20.193	20.316	20.440	20.565	20.690	20.815	20.941
23	21.068	21.196	21.324	21.453	21.583	21.714	21.845	21.977	22.110	22.243
24	22.377	22.512	22.648	22.785	22.922	23.060	23.198	23.337	23.476	23.616
25	23.756	23.897	24.039	24.182	24.326	24.471	24.617	24.764	24.912	25.060
26	25.209	25.359	25.509	25.660	25.812	25.964	26.117	26.271	26.426	26.582
27	26.739	26.897	27.055	27.214	27.374	27.535	27.696	27.858	28.021	28.185
28	28.349	28.514	28.680	28.847	29.015	29.184	29.354	29.525	29.697	29.870
29	30.043	30.217	30.392	30.568	30.745	30.923	31.102	31.281	31.461	31.642
30	31.824	32.007	32.191	32.376	32.561	32.747	32.934	33.122	33.312	33.503
31	33.695	33.888	34.082	34.276	34.471	34.667	34.864	35.062	35.261	35.462
32	35.663	35.865	36.068	36.272	36.477	36.683	36.891	37.099	37.308	37.518
33	37.729	37.942	38.155	38.369	38.584	38.801	39.018	39.237	39.457	39.677
34	39.898	40.121	40.344	40.569	40.796	41.023	41.251	41.480	41.710	41.942
35	42.175	42.409	42.644	42.880	43.117	43.355	43.595	43.836	44.078	44.320
36	44.563	44.808	45.054	45.301	45.549	45.799	46.050	46.302	46.556	46.811
37	47.067	47.324	47.582	47.841	48.102	48.364	48.627	48.891	49.157	49.424
38	49.692	49.961	50.231	50.502	50.774	51.048	51.323	51.600	51.879	52.160
39	52.442	52.723	53.009	53.294	53.580	53.867	54.156	54.446	54.737	55.030
40	55.324	55.61	55.91	56.21	56.51	56.81	57.11	57.41	57.72	58.03
41	58.34	58.65	58.96	59.27	59.58	59.90	60.22	60.54	60.86	61.18
42	61.50	61.82	62.14	62.47	62.80	63.13	63.46	63.79	64.12	64.46
43	64.80	65.14	65.48	65.82	66.16	66.51	66.86	67.21	67.56	67.91
44	68.26	68.61	68.97	69.33	69.69	70.05	70.41	70.77	71.14	71.51
45	71.88	72.25	72.62	72.99	73.36	73.74	74.12	74.50	74.88	75.26
46	75.65	76.04	76.43	76.82	77.21	77.60	78.00	78.40	78.80	79.20
47	79.60	80.00	80.41	80.82	81.23	81.64	82.05	82.46	82.87	83.29
48	83.71	84.13	84.56	84.99	85.42	85.85	86.28	86.71	87.14	87.58
49	88.02	88.46	88.90	89.34	89.79	90.24	90.69	91.14	91.59	92.05

$$P_s = 23,756 \text{ mm Hg} = 3167,21 \text{ Pa}$$

La presión de vapor del ácido acético puro a 25°C está dada por la misma *Tabla 5.2* que utilizamos para el cálculo de la presión de vapor del disolvente de extracción.

Tabla 5.5. Coeficientes para la MIBK obtenidos a partir de la Tabla 5.2

c1	153,23
c2	-10055
c3	-19,848
c4	$1,64 \cdot 10^{-5}$
c5	2
T	298,15

$$P_s = \exp[153,23 + (-10055/298,15) - 19,848 \cdot \ln(298,15) + (1,64 \cdot 10^{-5})^2] = 6,14 \cdot 10^2 \text{ Pa}$$

Sustituyendo los valores de presión parcial de vapor de los componentes que forman el sistema y las composiciones en la corriente de extracto, obtenemos la presión de vapor:

$$P_{s,ext} = 0,063 \cdot 3167,21 + 0,122 \cdot 614 + 0,816 \cdot 2070 = 1963,56 \text{ Pa}$$

Sustituyendo en la Ecuación 5.2 se obtendrá:

$$NPSH_d = \frac{101325 - 1963,56}{852,57 \cdot 9,81} + (5,68 - 0) + \frac{0,29^2}{2 \cdot 9,81} - 0,0467 = 17,52 \text{ m}$$

A5.4.2.4. Altura neta de succión positiva requerida ($NPSH_r$)

Una vez calculada la $NPSH_d$ se procede a calcular la altura neta de succión positiva requerida, que es la presión mínima que requiere la bomba para que no se produzca la cavitación.

Este parámetro es un margen inferior a la altura de succión disponible para asegurar el correcto funcionamiento de la bomba y evitar la cavitación. Como medida de seguridad, se le exigirá al fabricante bombas con una altura de succión positiva requerida inferior en 0,5 m a la disponible.

$$NPSH_r = NPSH_d - 0,5$$
$$NPSH_r = 17,52 - 0,5 = 17,02 \text{ m}$$

A5.5. Línea 4. Bomba de impulsión del líquido refinado

A5.5.1. Selección del tipo de bomba

La elección del tipo de bomba más adecuada dependerá de las condiciones de operación y de las características del fluido que será impulsado por dicho equipo. Dependiendo de las funciones que se desee que cumpla la bomba existe una amplia gama para satisfacer estas necesidades.

Un buen método para tomar una correcta decisión es el gráfico que se encuentra en el Anexo 8 de tablas (Figura 8.4). A partir de los valores del caudal (Q_{vol}) y de la altura útil (H), que serán calculados en los apartados posteriores, podrá determinarse la bomba requerida.

En este caso, la bomba cuenta con una altura útil de aproximadamente 4,39 m y un caudal de $1,15 \text{ m}^3/\text{h}$, por lo tanto, según la Figura 8.4, la bomba requerida para el proceso puede ser de tipo reciprocante (bomba de embolo o diafragma) o centrífuga de aspiración sencilla.

Se va a escoger para el diseño una bomba centrífuga de aspiración sencilla porque opera bien en rangos de caudal de $0,25-1000 \text{ m}^3/h$ y son comúnmente utilizadas en procesos de este tipo, en los que el líquido que se impulsa es poco viscoso y se trabaja a presiones bajas.

A5.5.2. Diseño de la línea de bombeo

Se vuelve a repetir el cálculo de los tres parámetros principales que determinan la selección del tipo de bomba, pero esta vez para la bomba de impulsión del líquido refinado.

A5.5.2.1. Carga útil de la bomba (H)

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} + h_f$$
$$H = (2,6 - 5,55) + \frac{0,57^2 - 0,06^2}{2 \cdot 9,81} + 7,28 = 4,39 \text{ m}$$

Cabe indicar que el primer término de la ecuación ha sido eliminado puesto que resulta ser cero al no existir cambios de presión entre la entrada y la salida de la bomba.

$$h_f = h_{f \text{ tramo } 3.1} + h_{f \text{ tramo } 3.2} = 0,0035 + 7,2798 = 7,28 \text{ m}$$

A5.5.2.2. La potencia (W)

$$W = H \cdot \rho \cdot g \cdot Q$$
$$W = 4,39 \cdot 991,97 \cdot 9,81 \cdot 0,0003 = 12,82 \text{ W}$$

A5.5.2.3. Altura neta de succión positiva ($NSPH_d$)

- Cálculo de la presión de vapor para la corriente de disolvente de extracción

Por la ley de Raoult se sabe que la presión de vapor de una mezcla líquida es igual a la suma de las presiones parciales de vapor de los líquidos componentes. La presión de vapor parcial de cada componente es igual a su presión de vapor a esa temperatura, multiplicada por su fracción molar en la disolución.

Luego, podemos calcular la presión de vapor en la corriente de refinado a partir de la siguiente expresión.

$$P_{s,total} = X_{H_2O} \cdot P_{s,H_2O} + X_{CH_3COOH} \cdot P_{s,CH_3COOH} + X_{MIBK} \cdot P_{s,MIBK}$$

Ya conocemos todas las presiones de vapor de los compuestos a 25°C, pues se calcularon con anterioridad en el *apartado 5.4.2.3*.

Sustituyendo los valores de presión parcial de vapor de todos los compuestos que forman el sistema y sus composiciones para la corriente de refinado, obtenemos su valor de presión de vapor:

$$P_{s,ref} = 0,97 \cdot 3167,21 + 0,006 \cdot 614 + 0,024 \cdot 2070 = 3125,56 \text{ Pa}$$

Sustituyendo en la *Ecuación 5.2* se obtendrá:

$$NPSH_d = \frac{101325 - 3125,56}{991,97 \cdot 9,81} + (5,55 - 0) + \frac{0,06^2}{2 \cdot 9,81} - 0,0035 = 15,64 \text{ m}$$

A5.5.2.4. Altura neta de succión positiva requerida ($NSPH_r$)

Una vez calculada la $NPSH_d$ se procede a calcular la altura neta de succión positiva requerida, que es la presión mínima que requiere la bomba para que no se produzca la cavitación.

Este parámetro es un margen inferior a la altura de succión disponible para asegurar el correcto funcionamiento de la bomba y evitar la cavitación. Como medida de seguridad, se le exigirá al fabricante bombas con una altura de succión positiva requerida inferior en 0,5 m a la disponible.

$$NSPH_r = NPSH_d - 0,5$$

$$NSPH_r = 15,64 - 0,5 = 15,14 \text{ m}$$

ANEXO 6. SISTEMAS DE CONTROL

A6.1. Introducción

Para garantizar el buen funcionamiento del proceso se deben controlar una serie de variables que son indispensables para el correcto funcionamiento del sistema. Los procesos están sometidos a reiterados cambios o perturbaciones y si no se toman acciones de control no se podría asegurar el cumplimiento de las condiciones que se han establecido durante el diseño.

Para tomar el control sobre estas variables es necesario instalar un sistema de control automatizado que mantenga en el valor deseado las variables del proceso como son la temperatura, la presión, el caudal, el nivel de fases o la composición entre otras.

La automatización en la planta es de gran importancia, ya que de otra forma pondríamos en riesgo la seguridad en la planta y no se podrían evitar accidentes. Además, se asegura el correcto funcionamiento de los equipos, evitando así el bajo rendimiento o problemas de deterioro mecánico.

A continuación, se explica detalladamente el sistema de control instalado en las diferentes líneas de proceso del presente TFG.

A6.2. Variables de operación

Se describen a continuación las variables que se van a controlar. El significado de la simbología de control aparece detallado en la *Tabla 6.1*.

- Control de nivel

El nivel es la altura alcanzada por un líquido en el equipo.

Se debe proporcionar medios de control de la interfaz entre las dos fases líquidas (fase continua y fase dispersa) al nivel requerido. Su control es fundamental, ya que un nivel demasiado bajo o demasiado alto puede generar problemas hidráulicos en la torre. Esto se puede incorporar en el diseño del equipo o por control automático del caudal desde el equipo.

Para el caso de estudio, se va a controlar el nivel de la interfase líquida en la parte superior de la columna para que no haya problemas de arrastre o derrame.

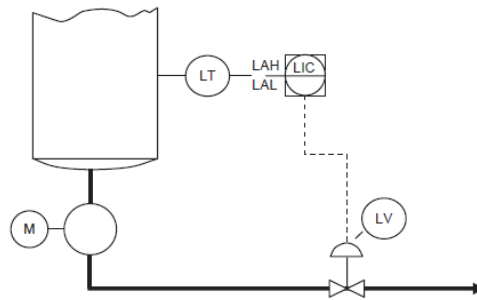


Figura 6.1. Control del nivel

- *Control de presión*

La presión es una magnitud física que se define como la fuerza por unidad de área.

La presión se mantendrá constante a lo largo de toda la columna, pudiendo haber pequeñas variaciones en la sección superior, por encima del primer plato e inferior al último en menor medida. Se controlará la presión en la parte inferior de la columna, es decir a la salida de la corriente de líquido refinado.

- *Control de caudal*

Es la cantidad de materia expresada en volumen o en peso que fluye por un determinado espacio por unidad de tiempo.

El control del caudal está generalmente asociado al control de los tanques de almacenamiento u otro equipo o con las alimentaciones del proceso. Para ejercer el control del caudal sobre una bomba que funciona a una velocidad fijada e impulsando un caudal volumétrico prácticamente constante, se debe usar un control como el que aparece en la *Figura 6.2* para bombas centrífugas.

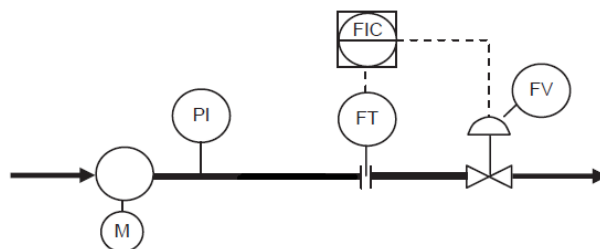


Figura 6.2. Control de caudal para una bomba centrífuga

- *Control de la temperatura.*

La temperatura es una variable física que expresa el grado o nivel de calor de la materia.

Es importante su control porque puede cambiar las propiedades de la materia, afectando así al equilibrio de los componentes y por lo tanto a los productos.

Para el caso de estudio, las corrientes entran y salen a 25°C y la temperatura se mantendrá prácticamente constante a lo largo de toda la columna y las pequeñas variaciones que se den por el cambio de temperatura en la planta, no deben afectar al equilibrio.

Se va a indicar la temperatura en las corrientes de entrada y de salida de alimentación a la columna y producto.

Tabla 6.1. Código para símbolos de instrumentos de control

Initiating or Measured Variable	First Letter	Indicating Only	Controllers			Transmitters	Final Control Element
			Recording	Indicating	Blind		
Analysis (composition)	A	AI	ARC	AIC	AC	AT	AV
Flow rate	F	FI	FRC	FIC	FC	FT	FV
Flow ratio	FF	FFI	FFRC	FFIC	FFC	FFT	FFV
Power	J	JI	JRC	JIC		JT	JV
Level	L	LI	LRC	LIC	LC	LT	LV
Pressure, vacuum	P	PI	PRC	PIC	PC	PT	PV
Pressure differential	PD	PDI	PDRC	PDIC	PDC	PDT	PDV
Quantity	Q	QI	QRC	QIC		QT	QZ
Radiation	R	RI	RRC	RIC	RC	RT	RZ
Temperature	T	TI	TRC	TIC	TC	TT	TV
Temperature differential	TD	TDI	TDRC	TDIC	TDC	TDT	TDV
Weight	W	WI	WRC	WIC	WC	WT	WZ

A6.3. Tipos de lazos de control en la planta

En nuestra planta solo habrá un tipo de lazo de control, que será del tipo:

➤ *Lazo de control cerrado:*

Este tipo de lazo se basa en que un sensor que mide la variable que se quiere controlar y envía la información a un controlador que compara la señal medida con el *set point*. La diferencia que hay entre el valor medido y el del *set point* provoca que se envíe una señal al dispositivo que modifica otra variable para que se cumpla la corrección sobre la magnitud que se quiere controlar.

A6.4. Lazos de control en la planta

Se van a estudiar las cuatro líneas de proceso existentes, que son:

- Línea 1. Corriente de entrada a la columna de la alimentación
- Línea 2. Corriente de entrada a la columna del disolvente de extracción
- Línea 3. Corriente de salida de la columna del líquido extracto
- Línea 4. Corriente de salida de la columna del líquido refinado

A6.4.1. Línea 1. Corriente de entrada a la columna de la alimentación

Para la *Línea 1* se elige un lazo de control cerrado. Un caudalímetro medirá el caudal de la corriente de alimentación a la salida de la bomba y mandará una señal al controlador del caudal, que en este caso es una válvula de asiento. El controlador actúa en consecuencia mandando una señal que provoca cierto grado de apertura o cierre en la válvula para aumentar o limitar la entrada de alimentación a la columna.

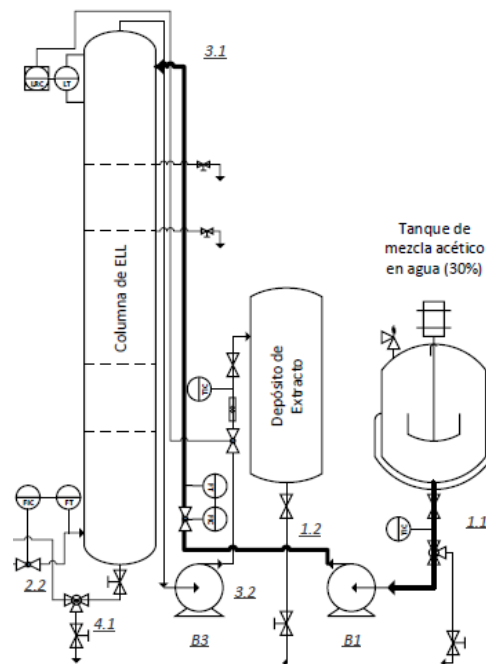


Figura 6.3. Lazo de control del caudal en la corriente de alimentación

A6.4.2. Línea 2. Corriente de entrada a la columna del disolvente de extracción

Para la *Línea 2* se elige, al igual que en la *Línea 1*, un lazo de control cerrado. Por el mismo mecanismo, un caudalímetro medirá el caudal de la corriente de disolvente de extracción (fase dispersa) a la salida de la bomba y mandará una señal al controlador que abrirá o cerrará la válvula en consecuencia del valor de medida. El controlador, en este caso también es una válvula de asiento.

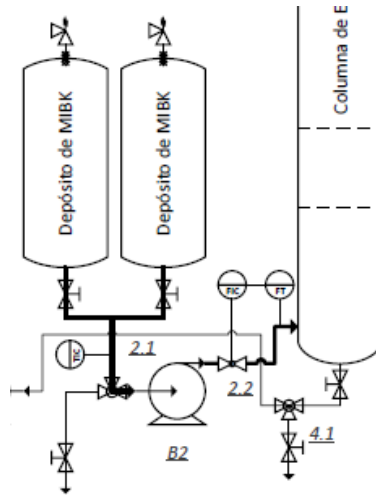


Figura 6.4. Lazo de control del caudal en la corriente de disolvente de extracción

A6.4.3. Línea 3. Corriente de salida de la columna del líquido extracto

Para la *Línea 3* se elige también un lazo de control cerrado. Existen dos alternativas para el control de la descarga de la fase dispersa por la parte superior de la columna. La primera es manipular su caudal para mantener constante el nivel de la interfase superior (*Figura 6.5.a*) a expensas de que la presión de la parte superior fluctúe por las interacciones debidas a la dinámica del bucle de control y la dinámica del flujo de la columna.

La segunda es mantener constante la presión superior a expensas de que los caudales de la fase continua y dispersa fluctúen (*Figura 6.5.b*)

Se conoce por estudios realizados qué, aunque el método de control influye en el comportamiento del sistema, afecta a la estabilidad del perfil de presiones exclusivamente en la sección superior al primer plato. El perfil de presión a lo largo de la columna es estable, independientemente del método de control elegido.

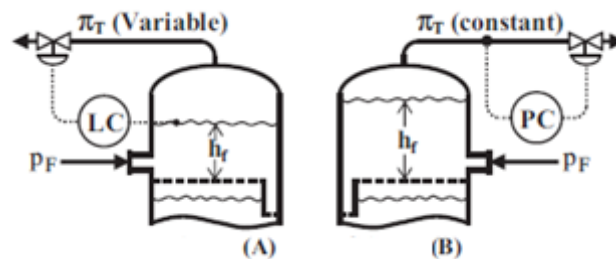


Figura 6.5. Control sobre el líquido extracto

Se va a elegir el primer método de control, que será el control del nivel de la interfase. Un nivelómetro tomará medidas del nivel de la interfase superior en todo momento, y estas medidas quedarán registradas en un panel u ordenador. El medidor enviará una señal al controlador del caudal de la salida de la fase dispersa (líquido extracto) y en consecuencia se abrirá o cerrará la válvula que lo regula.

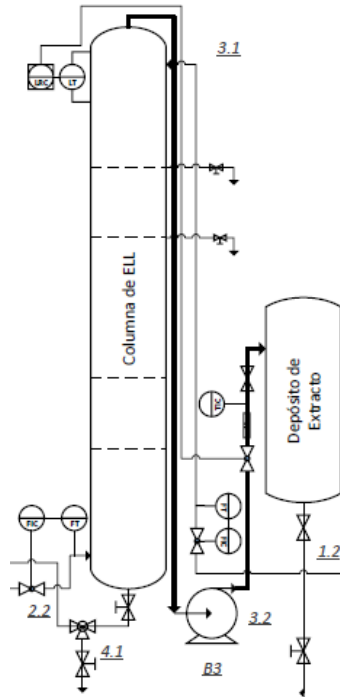


Figura 6.6. Lazo de control del nivel en la corriente de líquido extracto

A6.4.4. Línea 4. Corriente de salida de la columna del líquido refinado

Para la *Línea 4* se elige también un lazo de control cerrado.

El control de la presión inferior puede lograrse ya sea mediante la modulación del flujo de la fase continua que sale de la columna como se indica en la *Figura 6.7* o mediante la descarga de los fondos de la columna a través de un tanque de carga constante.

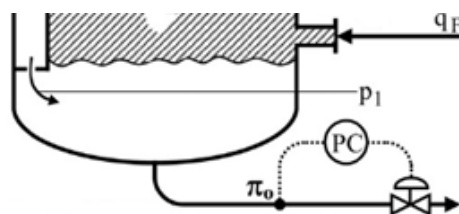


Figura 6.7. Control sobre el líquido refinado

Se elige controlar la presión modulando el caudal de la fase continua que abandona la columna. Un manómetro mide la presión en la corriente de salida de la fase continua y estas medidas quedarán registradas en un panel u ordenador. Luego envía una señal al controlador que en consecuencia abre o cierra en cierto grado la válvula de entrada.

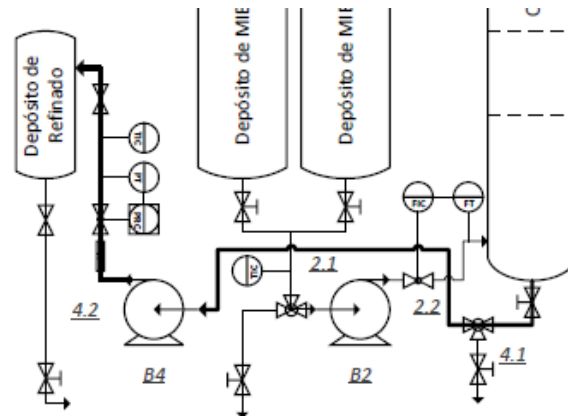


Figura 6.8. Lazo de control de la presión en la corriente de líquido refinado

ANEXO 7. SIMULADOR ASPEN PLUS

En este apartado se muestra paso a paso como se ha procedido a realizar la simulación del proceso de extracción en el programa Aspen Plus.

A7.1. Pasos a completar en la simulación

En primer lugar, se crea una nueva simulación y se introducen los componentes que forman parte de las corrientes del proceso. En la pantalla de la *Figura 7.1* se buscan los componentes y se añaden al paquete de componentes que se van a seleccionar para la simulación (*Figura 7.2*)

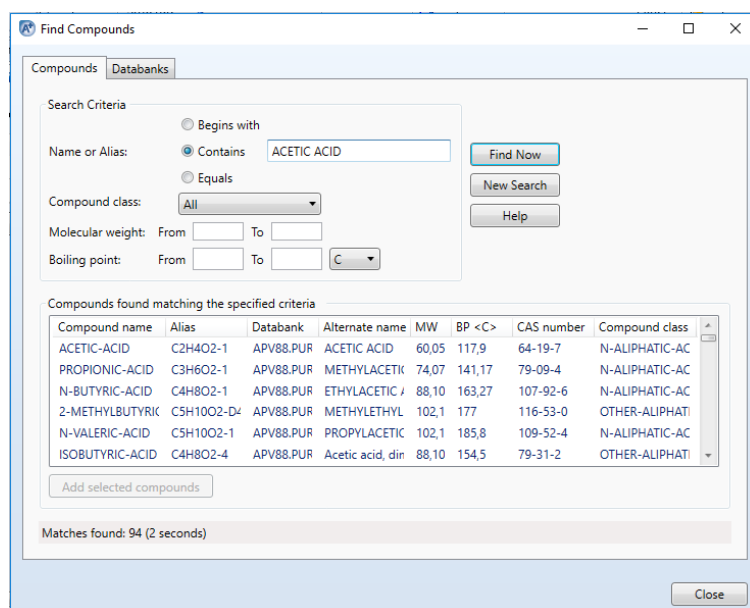


Figura 7.1. Selección de los componentes en la base de datos de Aspen Plus

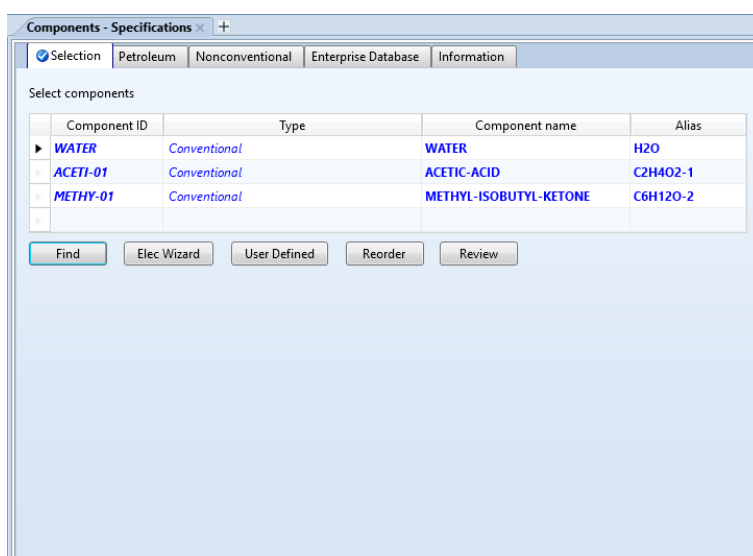


Figura 7.2. Paquete de componentes seleccionados para su estudio

En la siguiente pantalla (*Figura 7.3*) se escoge el método de estimación de propiedades más conveniente para el tipo proceso y el tipo de componentes añadidos en la *Figura 7.2*. Se ha utilizado el asistente de selección de métodos de propiedades para elegir el más adecuado. Se ha seleccionado el método común UNIQUAQ-RK.

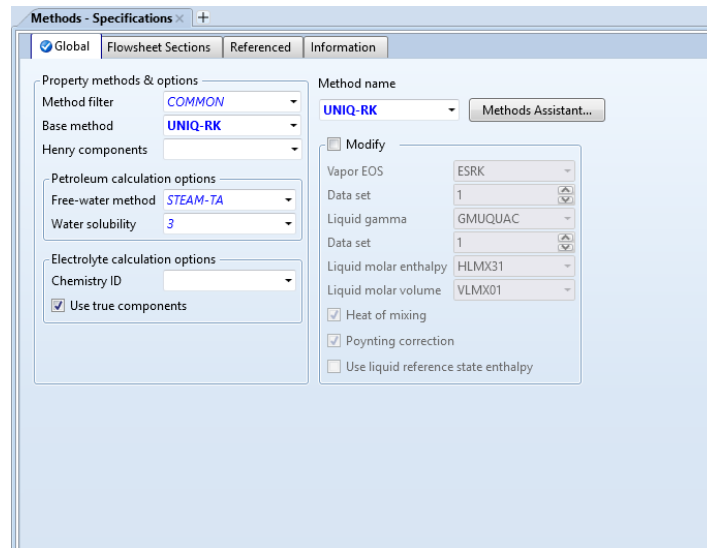


Figura 7.3. Selección del método de estimación de propiedades

En la siguiente ventana (*Figura 7.4*), se definen las corrientes y el modelo de columna con el que se va a operar. Se escoge el modelo de *columna Extract*, que es el modelo básico utilizado para la simulación de una columna de etapas de extracción a contracorriente. No existen corrientes de entrada y salida en etapas intermedias de la columna.

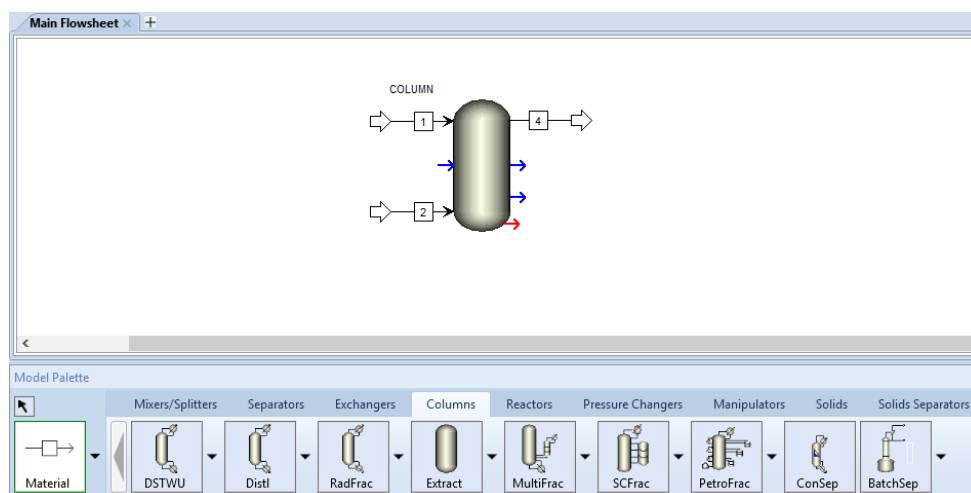


Figura 7.4. Selección del modelo de columna de extracción y configuración de corrientes

En la misma pantalla (*Figura 7.5*), una vez definidas las corrientes de entrada y salida, se les da nombre. Por la parte superior se introduce la corriente de alimentación (F) y sale la corriente de extracto(E). Por la parte inferior se introduce el disolvente de extracción (S) y sale la corriente de refinado (R).

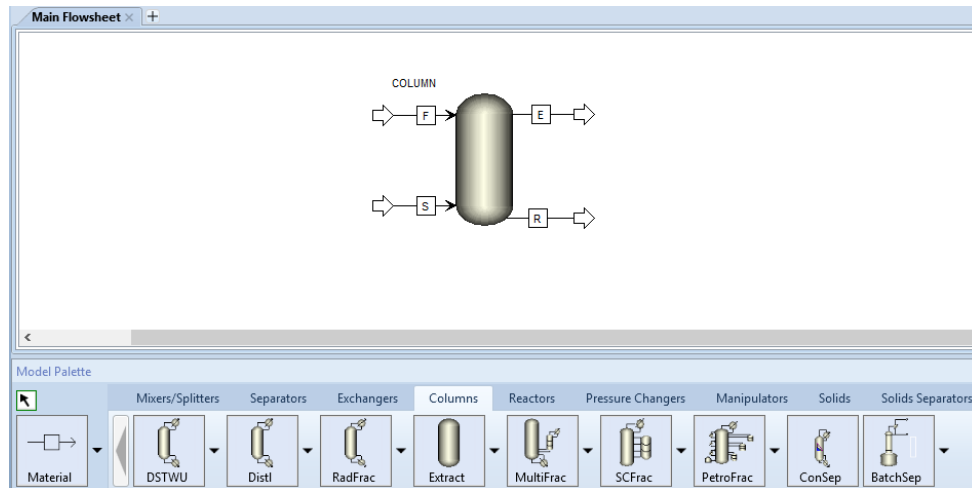


Figura 7.5. Selección del modelo de columna de extracción y configuración de corrientes

A continuación, se introducen los parámetros físico-químicos que definen las corrientes de entrada (F) y (S). Estos son: la temperatura, la presión, el flujo másico y la composición de los componentes anteriormente añadidos en la *Figura 7.2*.

Para la corriente de alimentación se elige una temperatura de 25°C, una presión de 1 atm, una caudal másico de 2000 kg/h y unas composiciones en fracción másica de 30% de ácido acético y 70% de agua (*Figura 7.6*)

The screenshot shows the 'F (MATERIAL)' specification window. The 'Specifications' tab is active, displaying the following settings:

- Flash Type: Temperature
- Pressure: 1 atm
- Total flow basis: Mass
- Total flow rate: 2000 kg/hr

The 'Composition' tab is also visible, showing a table with the following data:

Component	Value
WATER	0.7
ACETI-01	0.3
METHY-01	

Figura 7.6. Introducción de las especificaciones que definen la corriente de entrada (F)

Para la corriente de disolvente de extracción se elige una temperatura de 25°C, una presión de 1 atm, una caudal másico de 4000 kg/h y puesto que es puro, se elige una composición en fracción másica de MIBK igual a 1 (Figura 7.7)

Component	Value
WATER	
ACETI-01	
METHY-01	1

Figura 7.7. Introducción de las especificaciones que definen la corriente de disolvente de extracción (S)

Una vez definidas las corrientes de entrada, especificamos en la ventana de la Figura 7.8 el número de etapas teóricas de equilibrio las cuales suponemos o hemos calculado con anterioridad que van a ser suficientes para que se alcancen las condiciones idóneas que se requieren. Para el caso que se está estudiando, el número de etapas teóricas calculado en el Anexo 1 fue 5.

Stage	Temperature
	C

Stage	Heat duty
	cal/sec

Figura 7.8. Configuración del número de etapas y condiciones térmicas

Ahora definimos los componentes claves para cada fase (*Figura 7.9*); Llamamos *1st liquid* al líquido que entra por la parte superior de la columna (alimentación) y sale por la parte inferior de la columna (refinado). Llamamos *2nd liquid* al líquido que entra por la parte inferior de la columna (disolvente) y sale por la parte superior de la columna (extracto). Los componentes clave serán aquellos que aparecen en mayor cantidad en ambas corrientes, es decir, para el *1st liquid* será el agua que sale por la corriente de refinado y para el *2nd liquid* será el ácido acético y la MIBK que sale por la corriente de líquido extracto.

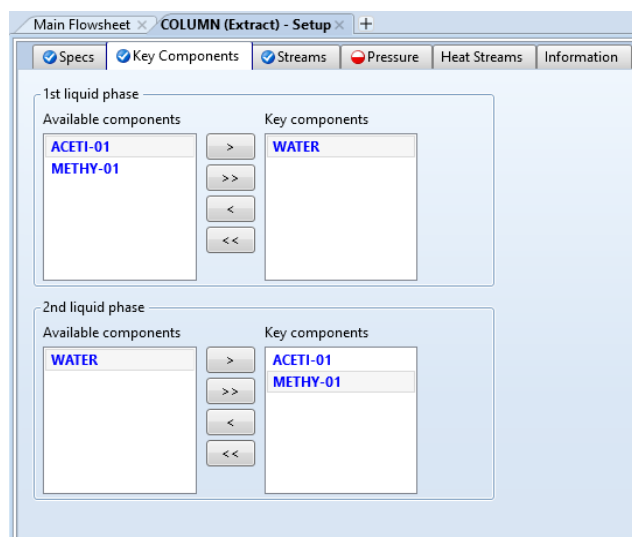


Figura 7.9. Configuración de las fases y sus componentes claves

En las siguientes ventanas (*Figura 7.10* y *Figura 7.11*) introducimos la presión y la temperatura a lo largo de toda la columna. La presión como la temperatura serán constantes y tomarán el valor que tienen en las corrientes de entrada, es decir 25°C y 1 atm.

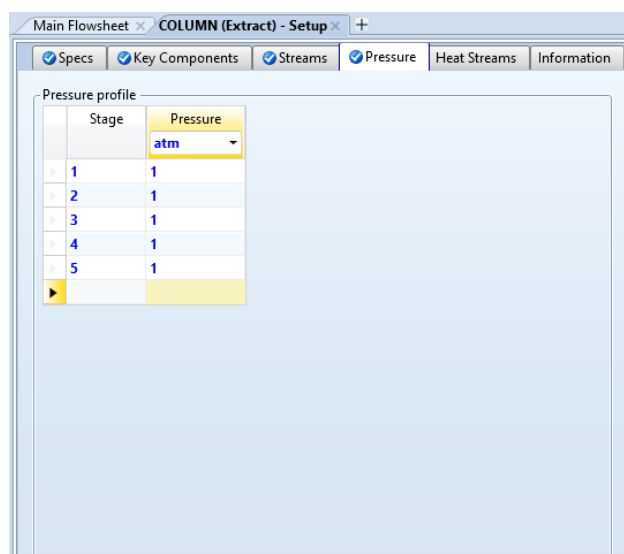


Figura 7.10. Configuración del perfil de presiones en la columna

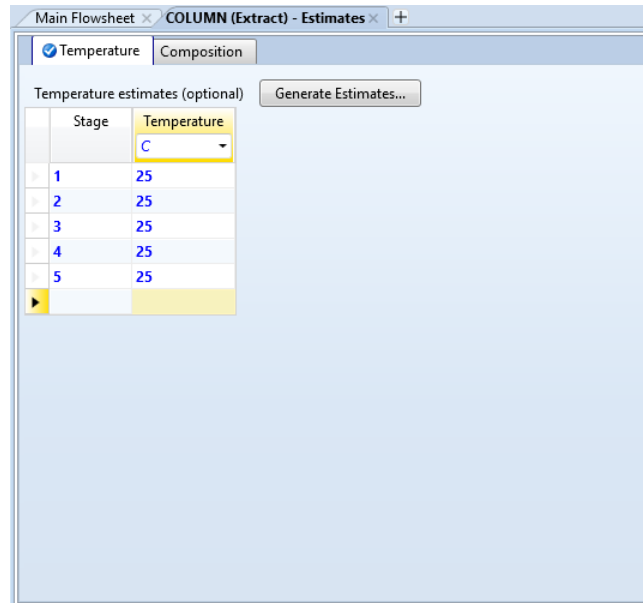


Figura 7.11. Configuración del perfil de temperatura en la columna

Finalmente, se pulsa la tecla “Run” y comienza la simulación. Si el sistema converge el simulador proveerá todos los datos del sistema resuelto.

A7.2. Resultados

Una vez la simulación ha terminado, aparecerá una pantalla donde se puede ver un resumen en forma de tabla, de todos los resultados obtenidos por la simulación (Figura 7.12)

	E	F	R	S
Substream: MIXED				
Mole Flow kmol/sec				
WATER	0,00470874	0,0215866	0,0168778	0
ACETI-01	0,00274513	0,00277535	3,02164e-05	0
METHY-01	0,0110192	0	7,40572e-05	0,0110932
Mass Flow kg/sec				
WATER	0,0848292	0,388889	0,30406	0
ACETI-01	0,164852	0,166667	0,00181457	0
METHY-01	1,10369	0	0,00741762	1,11111
Mass Frac				
WATER	0,0626798	0,7	0,970532	0
ACETI-01	0,121808	0,3	0,00579196	0
METHY-01	0,815512	0	0,0236763	1
Total Flow kmol/sec	0,0184731	0,0243619	0,0169821	0,0110932

Figura 7.12. Resultados para todas las corrientes del sistema

El simulador también da los perfiles de temperatura, presiones, composiciones y flujos para cada etapa y todas aquellas propiedades que se hayan estimado.

ANEXO 8. TABLAS Y FIGURAS

En el siguiente anexo se presentan algunas tablas y figuras a las que se hace referencia en el presente TFG.

Tabla 8.1. Sobre espesor normal para corrosión según el material del recipiente

material del recipiente	sobreespesor normal para corrosión (mm)
aceros al carbono.....	3
aceros de baja aleación.....	3
aceros de media aleación.....	1,5
aceros de alta aleación.....	1,5
materiales no féreos.....	0,5
recipientes con recubrimiento interior.....	0

Tabla 8.2. Sobre espesor normal para corrosión según el material del recipiente

Material	Grade	Min Tensile Strength (ksi)	Min Yield Strength (ksi)	Maximum Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress at Temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9
Killed carbon steel	A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
1½ Cr, ½ Mo, Si	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel	13 Cr	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
Stainless steel	304	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
18 Cr, 8 Ni	347	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
Stainless steel	321	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5
18 Cr, 10 Ni, Cb	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5
Stainless steel	16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5

Note:

1. The stress values for type 304 stainless steel are not the same as those given for stainless steel 304L in Table 7.8 of this book.

2. 1 ksi = 1000 psi = 6.8948 N/mm²

Tabla 8.3. Coeficientes de soldadura







TIPOS DE JUNTAS SOLDADAS				
TIPOS NORMA UW-12		EFICIENCIA DE LA JUNTA, E Cuando la junta es:		
		a. Radiogra- fiada total- mente	b. Examinada por zonas	c. No Examinada
1	 <p>Junta a tope hecha por doble cordón de soldadura o por otro medio con el que se obtenga la misma calidad de metal de soldadura depositada sobre las superficies interior y exterior de la pieza. Si se emplea placa de respaldo, debe quitarse ésta después de terminar la soldadura.</p>	1.00	0.85	0.70
2	 <p>Junta a tope de un solo cordón contra de respaldo que queda en su lugar después de soldar en juntas circunferenciales únicamente</p>	0.90	0.80	0.65
3	 <p>Junta a tope de un solo cordón sin tira de respaldo</p>	—	—	0.60
4	 <p>Junta a traspase de doble filete completo</p>	—	—	0.55
5	 <p>Junta a traspase de un solo filete completo con soldaduras de tapón</p>	—	—	0.50
6	 <p>Junta a traspase de un solo filete completo sin soldaduras de tapón</p>	—	—	0.45

Tabla 8.4. Vida útil de los equipos

Aparato	Vida (años)	Aparato	Vida (años)
Calderas vapor	25	Digestores	10
Edificio hormigón	50	Espesadores	5
Edificio ladrillo y acero	33	Filtros prensa	17
Motores eléctricos	14	Hornos eléctricos	20
Transformadores	15	Horno de gas	8
Bombas	20	Molinos	12
Columnas	8	Refrigerantes	17
Compresores	20	Secadores	25
Condensadores y evaporadores	17	Tamizadoras	12
Depósitos	10	Tuberías	15

Tabla 8.5. Factor Y (Normas TEMA)

Materials	Temperature, °C (°F)					
	≤ 482			≥ 621		
	(900 & Lower)	510 (950)	538 (1000)	566 (1050)	593 (1100)	(1150 & Up)
Ferritic steels	0.4	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7
Austenitic steels	0.4	0.4	0.4	0.4	0.5	0.7
Other ductile metals	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Cast iron	0.0

Tabla 8.6. Características de las tuberías (ASME,ANSI, y API)

(1) Nominal Pipe Size	(2) Nominal Outside Diam.	(3) Design- ation	(4) Wall Thick- ness	(5) Inside Diam.	(6) Weight per Foot	(7) Wt. of Water per ft. of Pipe	(8) Sq ft Outside Surface per ft.	(9) Sq ft Inside Surface per ft.	(10) Flow Area in. ²	(11) Area of Metal in. ²	(12) Moment of Inertia in. ⁴	(13) Section Modulus in. ³	(14) Radius of Gyration in.
	D			d					a	A	I	Z	R
1/8 6	.405 10.3	10S Std. XS-Stg.	.048 .058 .066	.307 .289 .215	.186 .244 .314	.0320 .0246 .0157	.106 .106 .106	.0804 .0705 .0563	.0740 .0568 .0364	.0548 .0720 .0505	.00050 .00106 .00122	.00440 .00530 .00600	.1270 .1218 .1146
1/4 8	.540 13.7	10S Std. XS-Stg.	.065 .088 .119	.410 .364 .302	.330 .424 .538	.0570 .0451 .0310	.141 .141 .141	.1073 .0955 .0794	.1320 .1041 .0716	.0970 .1250 .1574	.00280 .00331 .00378	.01030 .01230 .01395	.1685 .1628 .1547
3/8 10	.675 17.1	10S Std. XS-Stg.	.086 .091 .125	.545 .493 .423	.423 .567 .738	.1010 .0827 .0609	.177 .177 .177	.1427 .1295 .1108	.2333 .1910 .1405	.1245 .1670 .2173	.00590 .00730 .00852	.01740 .02160 .02504	.2160 .2090 .1991
1/2 15	.840 21.3	10S Std.	.083 .109	.670 .622	.571 .660	.1550 .1316	.220 .220	.1754 .1537	.3568 .3040	.1974 .2503	.01430 .01710	.03410 .04070	.2692 .2813
		XS-Stg.	.147	.548	1.087	.1013	.220	.1433	.3340	.3200	.02010	.04780	.2505
		XX-Stg.	.187 .294	.466 .252	1.310 1.714	.0740 .0216	.220 .220	.1220 .0660	.1706 .0499	.3836 .5043	.02213 .02424	.05269 .05772	.2402 .2192
3/4 20	1.050 26.7	10S Std.	.083 .113	.884 .824	.807 1.130	.2660 .2301	.275 .275	.2314 .2168	.6138 .5330	.3522 .3326	.02970 .03704	.05660 .07065	.3430 .3337
		XS-Stg.	.154	.742	1.473	.1875	.275	.1948	.4330	.4336	.04479	.08531	.3214
		XX-Stg.	.218 .308	.814 .434	1.940 2.440	.1280 .0633	.275 .275	.1607 .1137	.2981 .1479	.5668 .7180	.06270 .05792	.10038 .11530	.3041 .2840
1 25	1.315 33.4	10S Std.	.109 .133	1.097 1.049	1.404 1.678	.4060 .3740	.344 .344	.2872 .2740	.9448 .8640	.4129 .4939	.07560 .08734	.1190 .1328	.4282 .4205
		XS-Stg.	.179	.957	2.171	.3112	.344	.2520	.7190	.6388	.10560	.1606	.4066
		XX-Stg.	.250 .358	.815 .599	2.850 3.659	.2261 .1221	.344 .344	.2134 .1570	.8217 .2818	.8364 1.0760	.12616 .14050	.1903 .2136	.3888 .3613

Diseño de una Columna de Extracción Líquido-Líquido de Platos Perforados a Escala de Planta Piloto
Curso 2015/2016

Continuación Tabla 8.6.

(1) Nominal Pipe Size	(2) Nominal Outside Diam.	(3) Design- ation	(4) Wall Thick- ness	(5) Inside Diam.	(6) Weight per Foot	(7) Wt. of Water per ft of Pipe	(8) Sq. ft Outside Surface per ft	(9) Sq. ft Inside Surface per ft	(10) Flow Area in. ²	(11) Opp. of Metal in. ²	(12) Moment of Inertia in. ⁴	(13) Section Modulus in. ³	(14) Radius of Gyration in.
1 1/4 32	1.660 42.2	10S SM	.106 140	1.442 1.380	1.505 2.272	.7000 .6471	.434 .434	.3775 .3620	1.633 1.485	.8214 .6682	1608 1647	1614 2046	5499 5397
		X-Stg	.181	1.275	2.998	.5503	.434	.3398	1.265	.8815	2418	2913	5237
		160	.250	1.160	3.794	.4575	.434	.3020	1.057	1.1070	2693	3421	5095
		XX-Stg	.382	.898	5.214	.2732	.434	.2331	.6955	1.2540	3411	4110	4715
1 1/2 40	1.900 48.3	10S SM	.106 142	1.682 1.610	2.268 2.717	.6630 .6220	.497 .487	.4403 .4213	2.231 2.036	.813 .800	2469 3089	2819 3262	6344 6226
		X-Stg	.200	1.600	3.691	.7648	.497	.3927	1.767	1.684	3912	4118	6052
		160	.261	1.337	4.862	.6092	.497	.3519	1.485	1.438	4628	5010	5909
		XX-Stg	.400	1.100	6.408	.4117	.497	.2903	.850	1.885	5678	5678	5499
2 50	2.375 60.3	10S SM	.106 154	2.187 2.052	2.838 3.052	1.593 1.452	.622 .622	.5647 .5401	3.654 3.355	.775 1.675	5003 5657	4212 5010	8034 7871
		X-Stg	.216	1.939	5.022	1.279	.622	.5074	2.953	1.477	6679	7399	7895
		160	.250	1.875	5.073	1.100	.622	.4929	2.781	1.689	6665	8046	7695
		XX-Stg	.436	1.669	6.929	.768	.622	.3829	1.774	2.456	1.811	1.1040	7027
2 1/2 55	2.875 73.5	10S SM	.120 202	2.635 2.489	3.83 5.78	2.360 2.072	.753 .753	.6900 .6482	5.453 4.788	1.638 1.704	9678 1.820	8872 1.044	9755 9474
		X-Stg	.278	2.323	7.68	1.634	.753	.6095	4.238	2.384	1.624	1.219	8241
		160	.378	2.125	10.01	1.535	.753	.5664	3.847	2.945	2.383	1.618	8938
		XX-Stg	.552	1.771	13.69	1.087	.753	.4627	2.494	4.428	2.671	1.917	8442
3 80	3.500 88.9	10S API	.120 127	3.260 3.250	4.33 4.87	3.62 3.60	.910 .910	.858 .851	8.346 8.360	1.272 1.328	1.821 1.600	1.041 1.016	1.198 1.165
		API	.106	3.188	5.58	3.40	.910	.835	7.982	1.636	2.208	1.213	1.184
		Std.	.188	3.125	8.85	3.24	.910	.810	7.700	1.658	2.700	1.545	1.175
		SM	.216	3.068	7.37	3.20	.910	.803	7.393	2.228	3.017	1.734	1.194
		API	.250	3.000	6.68	3.08	.910	.785	7.184	2.653	3.589	1.918	1.152
		X-Stg	.281	2.938	9.95	2.84	.910	.760	6.780	2.642	3.619	2.112	1.142
		160	.300	2.900	10.25	2.80	.910	.751	6.695	3.116	3.892	2.215	1.136
		XX-Stg	.436	2.624	14.22	2.34	.910	.687	5.497	4.214	5.044	3.812	1.094
3 1/2 90	4.000 101.6	10S API	.120 125	3.760 3.750	4.97 5.18	4.81 4.70	1.047 1.047	.984 .982	11.10 11.04	1.48 1.52	2.764 2.869	1.917 1.910	1.973 1.971
		API	.106	3.688	5.41	4.63	1.047	.966	10.68	1.88	3.485	1.743	1.900
		Std.	.188	3.624	7.71	4.46	1.047	.950	10.32	2.27	4.138	2.065	1.890
		SM	.226	3.545	9.11	4.28	1.047	.929	9.89	2.88	4.788	2.394	1.837
		API	.280	3.500	10.03	4.17	1.047	.918	9.62	3.04	5.201	2.661	1.829
		X-Stg	.318	3.438	11.17	4.02	1.047	.900	9.28	3.38	5.715	2.818	1.818
		160	.318	3.364	12.51	3.85	1.047	.880	8.89	3.98	6.280	3.140	1.807
		XX-Stg	.436	3.194	16.68	3.65	1.047	.716	6.64	4.70	6.648	4.614	1.615
4 100	4.500 114.3	10S API	.120 128	4.260 4.250	5.61 5.84	5.15 5.15	1.178 1.178	1.115 1.112	14.25 14.19	1.85 1.72	3.97 4.12	1.791 1.809	1.930 1.848
		API	.106	4.188	7.24	5.07	1.178	1.098	13.77	2.19	5.09	2.215	1.897
		Std.	.188	4.124	8.56	5.80	1.178	1.082	13.39	2.52	5.85	2.609	1.825
		SM	.216	4.062	10.02	5.62	1.178	1.063	12.98	2.94	6.77	3.047	1.816
		API	.287	4.020	10.79	5.51	1.178	1.055	12.73	3.17	7.23	3.214	1.810
		X-Stg	.337	3.826	14.98	4.96	1.178	1.002	11.89	4.41	9.81	4.211	1.477
		120	.436	3.624	19.00	4.47	1.178	.949	10.32	5.59	11.65	5.117	1.444
		160	.551	3.438	22.60	4.02	1.178	.900	9.28	6.82	13.27	5.910	1.416
		XX-Stg	.674	3.152	27.54	3.36	1.178	.826	7.80	8.10	15.28	6.718	1.374

Diseño de una Columna de Extracción Líquido-Líquido de Platos Perforados a Escala de Planta Piloto
Curso 2015/2016

Continuación Tabla 8.6.

(1) Nominal Pipe Size	(2) Nominal Outside Diam.	(3) Design- ation	(3) Wall Thick- ness	(3) Inside Diam.	(4) Weight per Feet	(5) Wt. of Water per ft of Pipe	(6) Sq ft Outside Surface per ft	(7) Sq ft Inside Surface per ft	(7) Flow Area in. ²	(8) Area of Metal in. ²	(9) Moment of Inertia in. ⁴	(10) Section Modulus in. ³	(11) Radius of Gyration in.
	D			d					a	A	I	Z	R
5 125	5.563 141.3	10S	.134	5.298	7.77	0.84	1.455	1.388	22.02	2.29	9.42	3.028	1.920
		API	.156	5.251	9.02	0.39	1.456	1.375	21.06	2.05	9.70	3.487	1.918
		API	.188	5.187	10.80	0.16	1.456	1.358	21.13	3.17	11.40	4.129	1.902
		API	.210	5.125	12.51	8.94	1.456	1.342	20.08	3.08	13.14	4.726	1.891
		Std.	.258	5.047	14.62	8.85	1.456	1.321	20.01	4.30	15.15	5.451	1.878
		API	.281	5.001	15.98	8.52	1.458	1.309	19.84	4.88	16.31	5.892	1.870
		API	.312	4.928	17.81	8.31	1.458	1.293	19.18	5.15	17.81	6.402	1.858
		API	.344	4.875	19.10	8.09	1.458	1.278	18.87	5.54	19.28	6.992	1.849
		X-Stg.	.375	4.813	20.78	7.87	1.458	1.260	18.10	5.11	20.67	7.431	1.839
		120	.400	4.669	22.10	7.08	1.458	1.195	16.30	7.05	25.74	9.259	1.799
		160	.425	4.313	32.00	6.32	1.458	1.120	14.51	9.70	30.03	10.800	1.750
		XX-Stg.	.750	4.083	38.55	5.82	1.458	1.064	12.67	11.34	33.83	12.090	1.722
6 150	6.625 168.3	12 Ga.	.104	6.417	7.25	14.02	1.734	1.880	32.34	2.13	11.33	3.42	2.31
		10S	.134	6.357	9.24	13.70	1.734	1.880	31.75	2.73	14.38	4.34	2.29
		8 Ga.	.164	6.297	11.33	13.50	1.734	1.849	31.14	3.33	17.38	5.25	2.28
		API	.188	6.249	12.93	13.31	1.734	1.839	30.70	3.80	19.71	5.95	2.28
		5 Ga.	.194	6.237	13.34	13.25	1.734	1.833	30.55	3.82	20.28	6.12	2.27
		API	.219	6.187	15.02	13.05	1.734	1.820	30.10	4.41	22.85	6.84	2.27
		API	.250	6.125	17.02	12.80	1.734	1.805	29.50	5.01	25.55	7.71	2.25
		API	.277	6.071	18.60	12.55	1.734	1.791	28.80	5.54	28.00	8.46	2.25
		Std.	.280	6.055	18.97	12.51	1.734	1.787	28.60	5.58	28.14	8.50	2.24
		API	.312	6.001	21.05	12.28	1.734	1.571	28.28	6.19	30.91	9.53	2.23
		API	.344	5.937	23.09	12.00	1.734	1.554	27.89	6.79	33.81	10.14	2.22
		API	.375	5.878	25.10	11.75	1.734	1.540	27.10	7.37	36.20	10.60	2.21
		X-Stg.	.432	5.761	28.57	11.29	1.734	1.510	25.07	8.40	40.49	12.22	2.19
		—	.500	5.628	32.79	10.85	1.734	1.475	24.88	9.83	45.80	13.79	2.15
		120	.562	5.601	36.40	10.30	1.734	1.470	23.77	10.74	49.91	15.07	2.15
		160	.719	5.189	45.30	9.18	1.734	1.389	21.18	12.28	59.99	17.31	2.10
		XX-Stg.	.864	4.897	53.10	8.14	1.734	1.280	18.83	15.64	69.33	20.02	2.09
8 200	8.625 219.1	12 Ga.	.104	8.417	8.47	24.1	2.20	2.204	55.6	2.78	25.3	5.85	3.01
		10 Ga.	.134	8.357	12.18	23.8	2.20	2.188	54.8	3.57	32.2	7.46	3.00
		10S	.148	8.329	13.40	23.6	2.20	2.180	54.5	3.94	35.4	8.22	3.00
		8 Ga.	.164	8.297	14.89	23.4	2.20	2.172	54.1	4.30	39.1	9.06	2.99
		API	.188	8.249	16.60	23.2	2.20	2.161	53.5	5.00	44.5	10.30	2.98
		5 Ga.	.194	8.237	17.48	23.1	2.20	2.156	53.3	5.14	45.7	10.60	2.98
		API	.203	8.219	18.30	23.1	2.20	2.152	53.1	5.38	47.7	11.08	2.98
		API	.219	8.157	19.64	22.9	2.20	2.148	52.7	5.50	51.3	11.90	2.97
		5 Ga.	.236	8.147	21.42	22.6	2.20	2.133	52.1	5.80	55.4	12.84	2.95
		20	.250	8.125	22.40	22.5	2.20	2.127	51.8	5.58	57.7	13.39	2.95
		30	.277	8.071	24.70	22.2	2.20	2.115	51.2	7.20	63.3	14.66	2.95
		API	.312	8.001	27.72	21.8	2.20	2.085	50.3	8.15	70.6	16.37	2.94
		Std.	.323	7.981	28.55	21.6	2.20	2.080	50.0	8.40	72.5	16.81	2.94
		API	.344	7.937	30.40	21.4	2.20	2.075	49.5	8.94	76.8	17.81	2.93
		API	.375	7.875	33.10	21.1	2.20	2.062	48.7	9.74	83.1	19.27	2.92
		60	.408	7.813	35.70	20.8	2.20	2.045	47.9	10.48	88.6	20.58	2.91
		API	.436	7.746	38.33	20.4	2.20	2.028	47.2	11.27	94.7	21.97	2.90
		X-Stg.	.500	7.628	43.35	19.8	2.20	2.005	45.6	12.75	105.7	24.51	2.89
		100	.583	7.438	50.60	18.8	2.20	1.947	43.5	14.85	121.4	28.14	2.85
		—	.625	7.375	53.40	18.5	2.20	1.931	42.7	16.71	126.5	29.33	2.84
		120	.719	7.189	60.70	17.6	2.20	1.882	40.6	17.84	140.0	32.91	2.81
		140	.812	7.001	67.80	16.7	2.20	1.835	38.5	19.93	153.8	35.95	2.78
		XX-Stg.	.875	6.875	72.42	16.1	2.20	1.800	37.1	21.30	162.0	37.56	2.76
		160	.900	6.813	74.70	15.8	2.20	1.794	36.4	21.97	165.0	38.48	2.75

Tabla 8.7. Pérdidas de carga en codos y accesorios

Fitting or Valve	K, Number of Velocity Heads	Number of Equivalent Pipe Diameters
45° standard elbow	0.35	15
45° long radius elbow	0.2	10
90° standard radius elbow	0.6–0.8	30–40
90° standard long elbow	0.45	23
90° square elbow	1.5	75
Tee-entry from leg	1.2	60
Tee-entry into leg	1.8	90
Union and coupling	0.04	2
Sharp reduction (tank outlet)	0.5	25
Sudden expansion (tank inlet)	1.0	50
Gate valve		
fully open	0.15	7.5
1/4 open	16	800
1/2 open	4	200
3/4 open	1	40
Globe valve, bevel seat-		
fully open	6	300
1/2 open	8.5	450
Globe valve, plug disk-		
fully open	9	450
1/2 open	36	1800
1/4 open	112	5600
Plug valve - open	0.4	18

Válvulas (abiertas)	Coef. de pérdida, K
De bola	$K = 0,1$
Compuerta	$K = 0,1 - 0,3$
Anti-retorno	$K = 1,0$
De asiento estándar. Asiento de fundición	$K = 4,0 - 10,0$
De asiento estándar. Asiento de forja (pequeña)	$K = 5,0 - 13,0$
De asiento a 45°. Asiento de fundición	$K = 1,0 - 3,0$
De asiento en ángulo. Asiento de fundición	$K = 2,0 - 5,0$
De asiento en ángulo. Asiento de forja (pequeña)	$K = 1,5 - 3,0$
Mariposa	$K = 0,2 - 1,5$
Diafragma	$K = 2,0 - 3,5$
De macho o tapón. Rectangular	$K = 0,3 - 0,5$
De macho o tapón. Circular	$K = 0,2 - 0,3$
Otros elementos	Coef. de pérdida, K
Codos a 90°	$K = 0,2$
Derivación	$K = 0,3$

Tabla 8.8. Soporte de tanques cilíndricos en función del diámetro

Diámetro del recipiente (mm).	Patas del soporte			Placas		Diámetro situación de taladros (mm)	“Δ”	Diámetro de pernos (mm).	Diámetro taladros (mm).	Carga máxima (kg).
	Nº	Tipo	Dimensiones	Lado (mm)	Espesor (mm)					
Hasta 750	3	L	70x70x10	120	10	Diámetro del exterior del recipiente (mm).	40	20	26	15400
750-1050	4	L	80x80x10	120	10		40	20	26	22500
1050-1350	4	L	80x80x10	150	12		45	20	26	31500
1350-1650	4	L	100x100x10	200	10		65	27	33	48500
1650-1950	4	L	100x100x14	200	12	Diámetro exterior del recipiente	65			62500
1950-2265	4	L	150x150x16	250	12		90			82000
2265-2870	6	I	200x90	Ver plano						85000
2870-3200	6	I	280x19							150000
>3200	Utilizar faldón									

Tabla 8.9. Guía de selección de materiales resistentes a la corrosión

METALS											
Nickel-Copper Alloys (c)	Ni Resist (High Ni Iron) (c)	Platinum	Silver	Stainless Steel 18/8 (f)	Molybdenum Stainless Steel 18/8 (f)	Austenitic Ferritic Stainless Steel (x)	Tantalum	Tin (g)	Titanium	Zinc/nickel	
20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°
R R R	R ND	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R	R R R	R R R	R R R
R R R	R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R	R R R	R R R	R R R
R R R	R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R	R R R	R R R	R R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R
R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R	R R R

Continuación Tabla 8.9

Diseño de una Columna de Extracción Líquido-Líquido de Platos Perforados a Escala de Planta Piloto
Curso 2015/2016

THERMOPLASTIC RESINS									
	Acrylic Sheet (e.g. Perspex)	Acrylonitrile Butadiene Styrene Resins (I)	Nylon 66 Fibre (m)	Nylon 66 Plastics (m)	PTFE	PTFE (n)	PVDF (y)	Rigid Unplasticised PVC	Plasticised PVC
Centigrade	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°
Acetaldehyde									
Acetic acid (10%)	R R ⁵⁰	R	R ND ND	R R ⁵⁰ ND	R R ND	R R R	R R R	R ⁶ R	R
Acetic acid (glac. & anh.)				R ⁵⁰	R R R	R R R	R R R	R R	
Acetic anhydride	R ⁵⁰		R R R	No data	R R R ⁵⁰	R R R	R R R	R ⁵⁰	
Acetone			R R R	R R	R R R ⁷⁷	R R R	R R R	R ¹⁰⁶ ND ND	
Other ketones			R R R	R ND ND	R R ⁷⁷	R R R	R R R		

Continuación Tabla 8.9

THERMOPLASTIC RESINS					THERMOSETTING RESINS				
Polyethylene Low Density	Polyethylene High Density	Polycarbonate Resins	Polypropylene	Polystyrene	Melamine Resins (m)	Epoxy Resin	Epoxy Resins (p)	Phenol Form- aldehyde Resins (r)	Polyester Resins
20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°	20° 60° 100°
R ²⁷ R R R ²⁷ ND	R R ²⁰ R ⁵⁰ R ⁵⁰ R ⁵⁰ R ⁵⁰ R R	R R ND No data	R R ND R R R R ND	No data R No data	R ⁴ ND ND No data	No data R R R R R R R R ND	R R R ND R ¹⁰ ND R ⁶⁸ ND	R ND ND R R R R R R ND ND	No data R ²³ R ⁵⁰

Continuación Tabla 8.9

MISCELLANEOUS																	
Concrete (c)			Glass (g)			Graphite (u)			Porcelain and Stoneware			Vitreous Enamel (w)			Wood (z)		
20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°	20°	60°	100°
No data			No data			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
			No data			R	R	R	R	R	R	R	ND	ND			
R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
R	R	R	No data			R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R

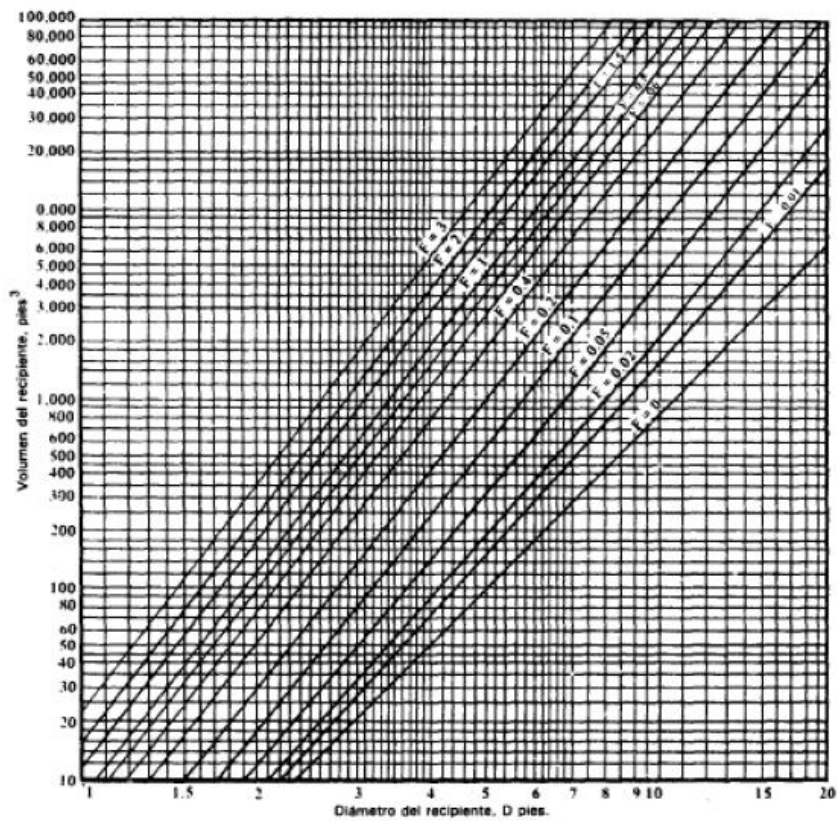


Figura 8.1. Gráfica para determinar el tamaño óptimo de un depósito

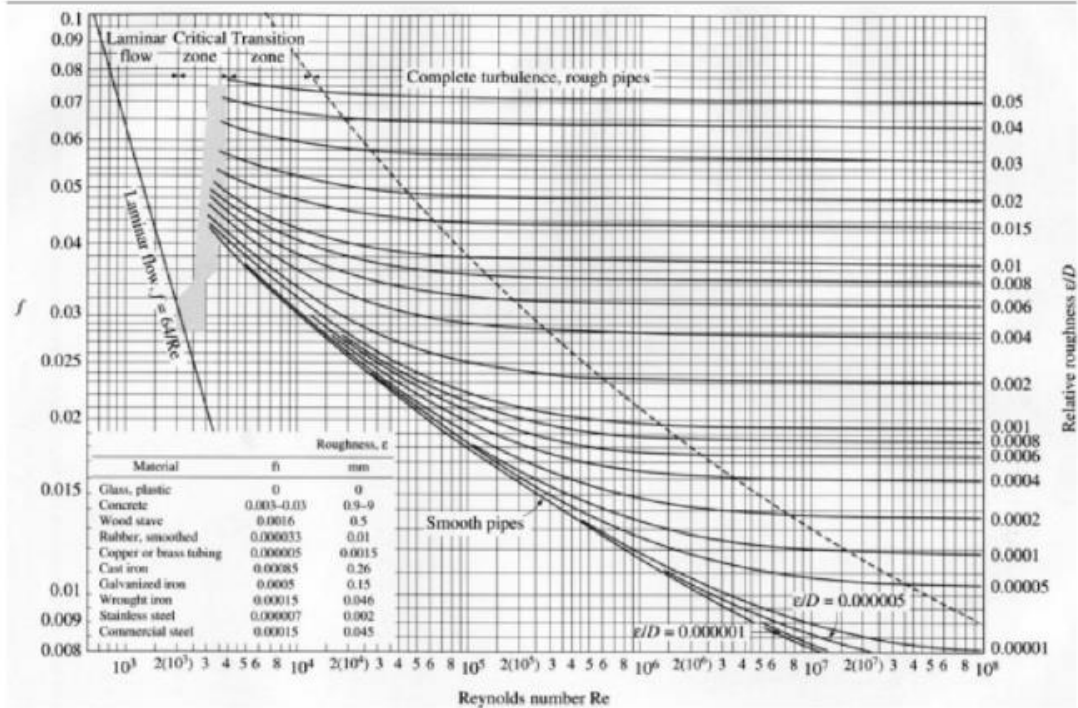


Figura 8.2. Diagrama de Moody

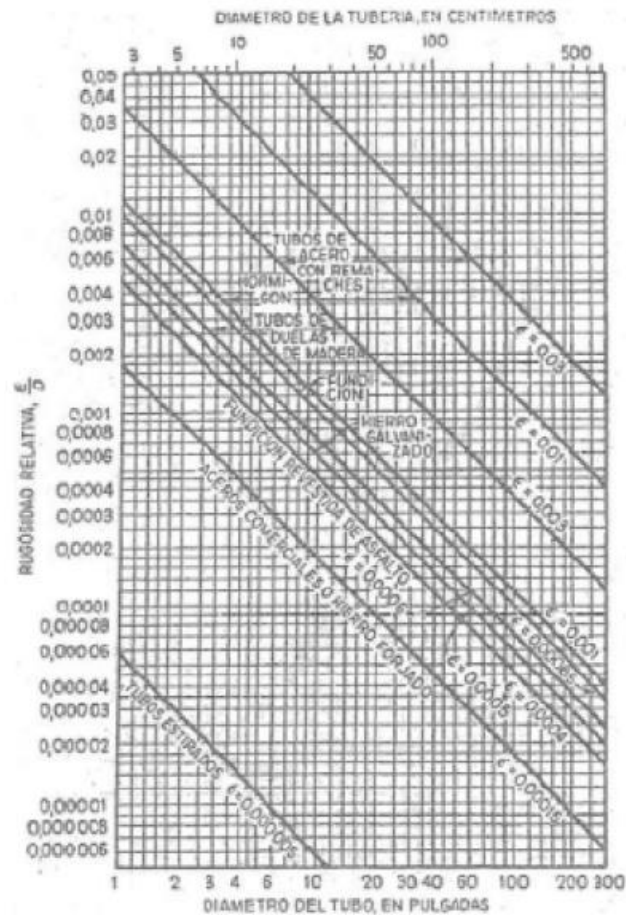
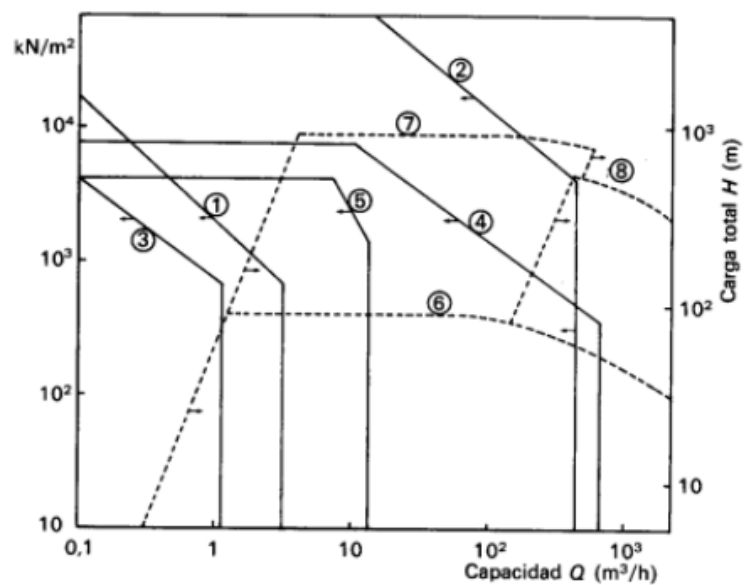


Figura 8.3. Diagrama para determinar la rugosidad relativa en materiales

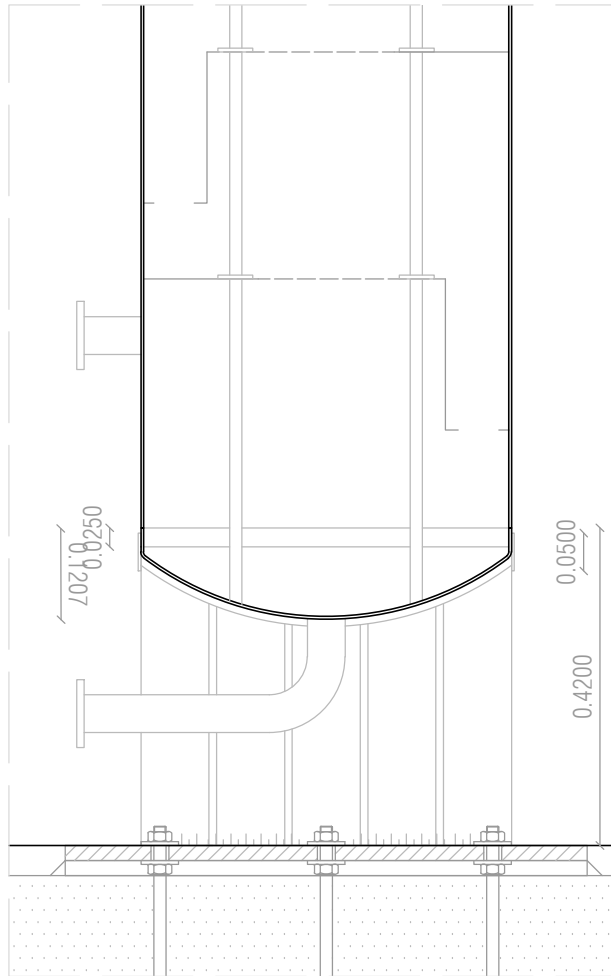
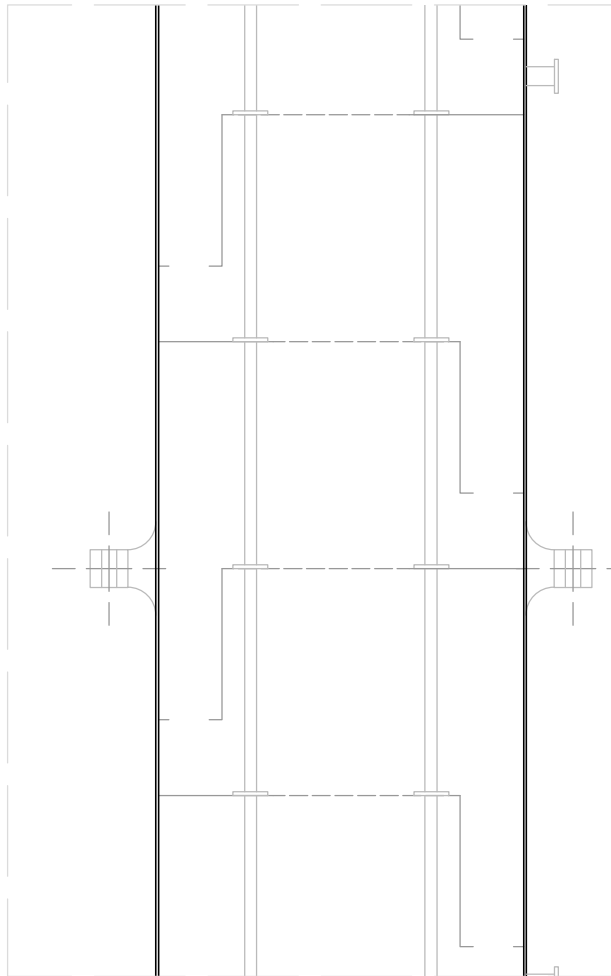
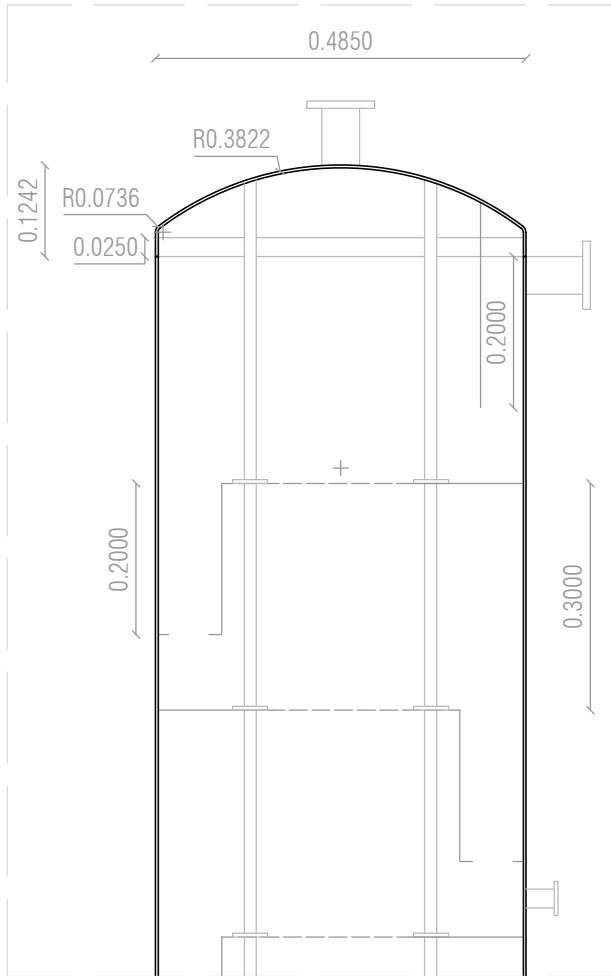
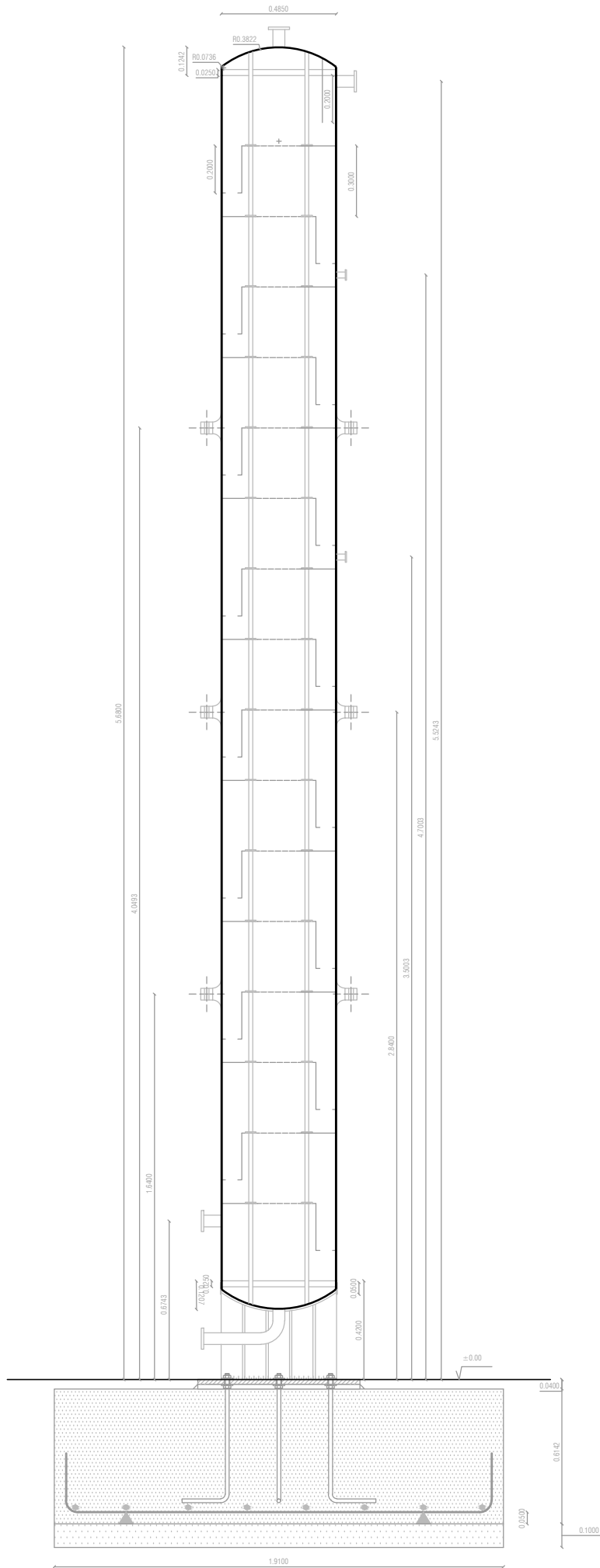
Gráfica de alcances de los tipos de bombas en diferentes rangos de funcionamiento (Perry, 1997)



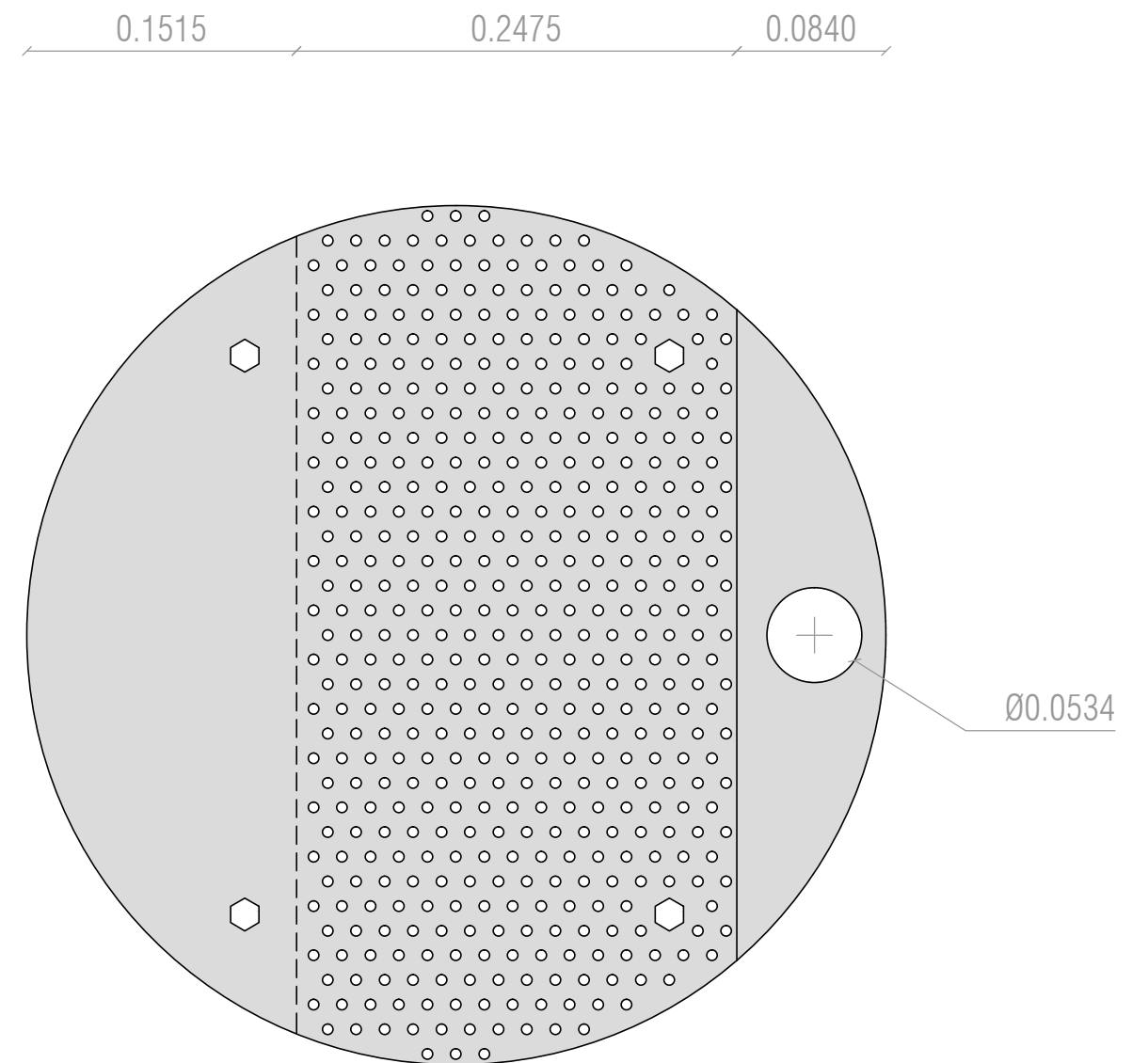
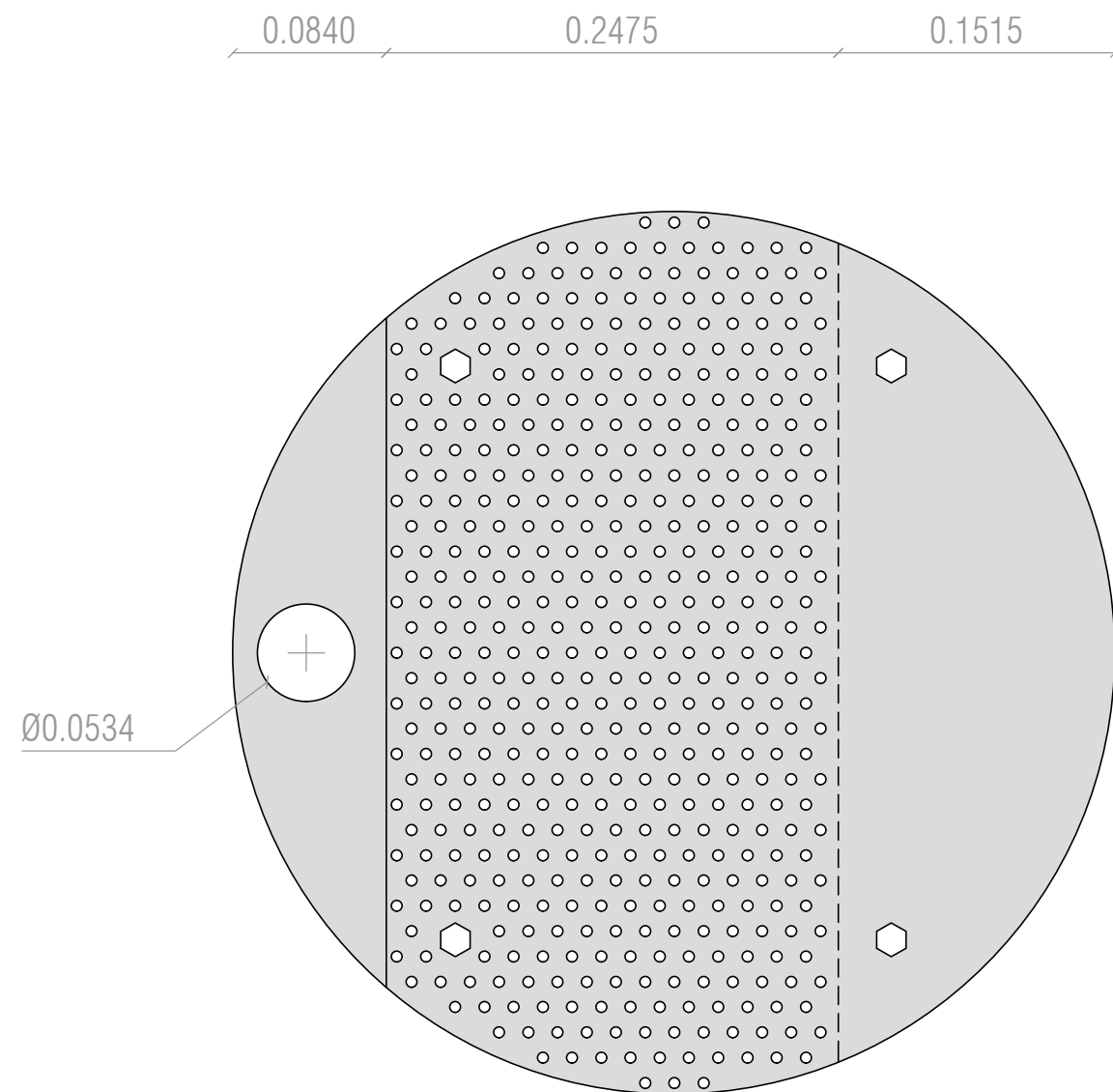
Bombas alternativas: 1. De émbolo; 2. De émbolo de varios cilindros; 3. De diafragma. Bombas rotatorias: 4. De medas dentadas; 5. De tornillo. Bombas centrífugas: 6. De aspiración sencilla; 7. De aspiración sencilla y múltiples; 8. De aspiración doble y múltiples etapas.

DOCUMENTO 3

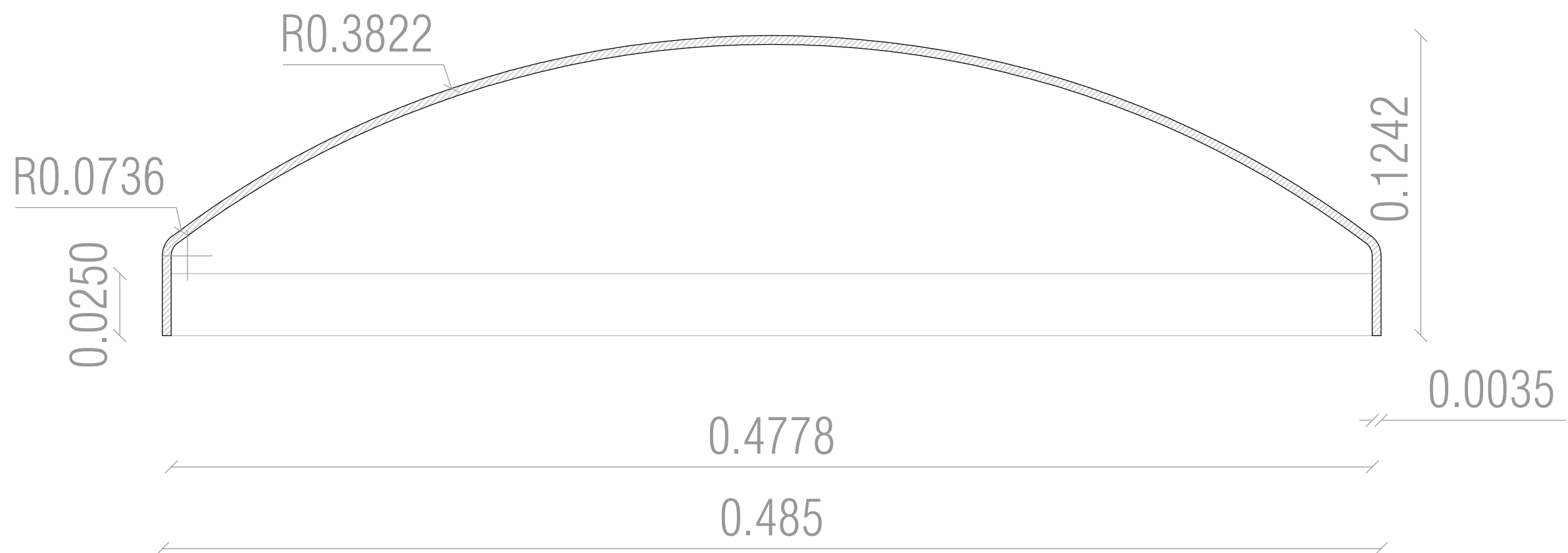
PLANOS



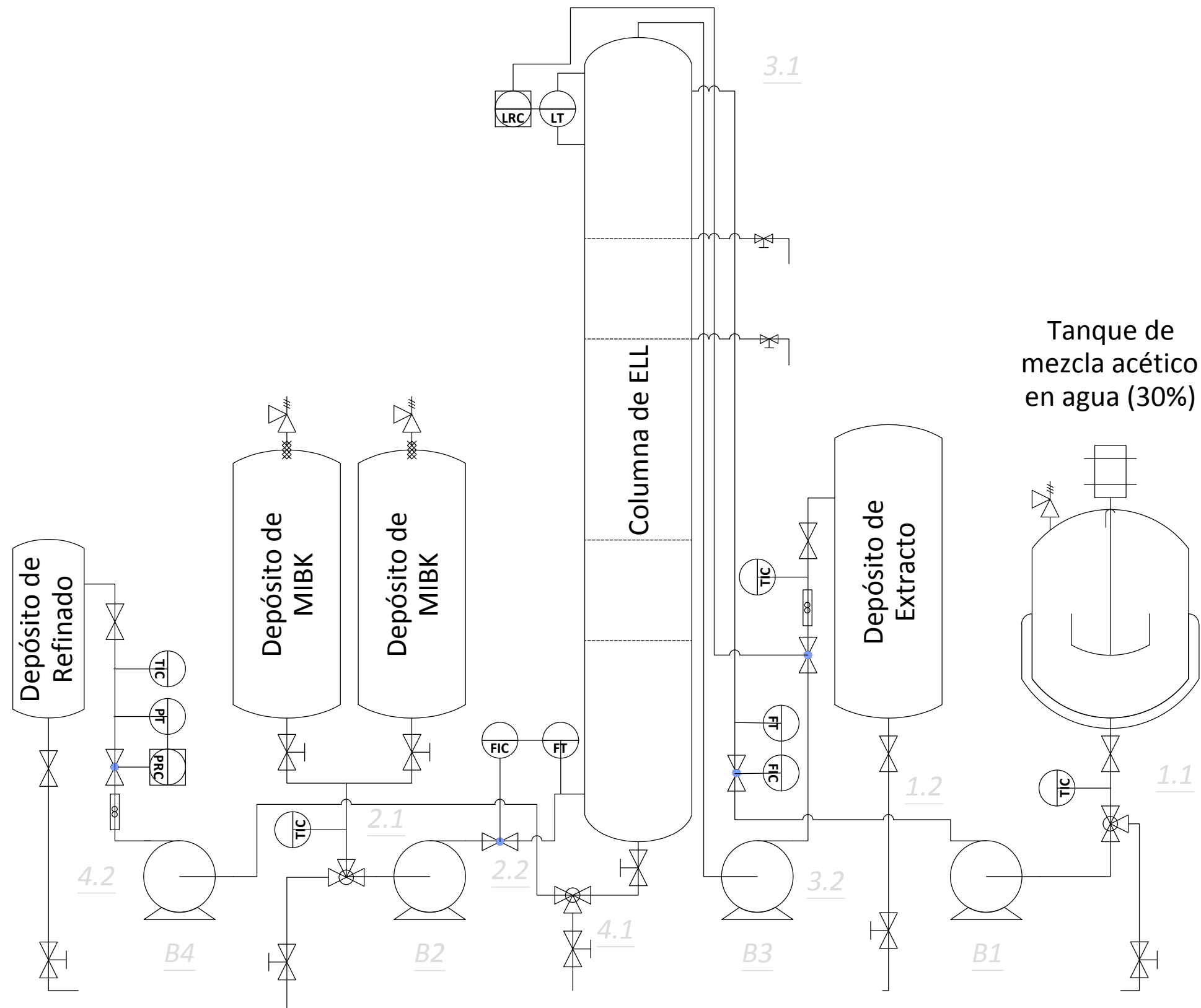
TÍTULO	DISEÑO DE COLUMNA DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO - LÍQUIDO DE PLATOS PERFORADOS A ESCALA DE PLANTA PILOTO		
AUTOR	MIGUEL LOBATO SCHARFHAUSEN		
COTAS	m.	UNIVERSIDAD DE CÁDIZ. GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA	
ESCALA	1:25 1:10	PLANO COLUMNA DE EXTRACCIÓN DE PLATOS PERFORADOS	
FECHA	21/6/2016		



TÍTULO	DISEÑO DE COLUMNA DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO - LÍQUIDO DE PLATOS PERFORADOS A ESCALA DE PLANTA PILOTO		
AUTOR	MIGUEL LOBATO SCHARFHAUSEN		
COTAS	m.	UNIVERSIDAD DE CÁDIZ. GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA	
ESCALA	1:4	PLANO PLATOS PERFORADOS	
FECHA	21/6/2016		



TÍTULO			DISEÑO DE COLUMNA DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO - LÍQUIDO DE PLATOS PERFORADOS A ESCALA DE PLANTA PILOTO		
AUTOR			MIGUEL LOBATO SCHARFHAUSEN		
COTAS		m.	UNIVERSIDAD DE CÁDIZ. GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA		
ESCALA		1:2	PLANO FONDOS DE LA COLUMNA DE EXTRACCIÓN		
FECHA		21/6/2016			



TÍTULO		DISEÑO DE COLUMNA DE EXTRACCIÓN LÍQUIDO - LÍQUIDO DE PLATOS PERFORADOS A ESCALA DE PLANTA PILOTO	
AUTOR		MIGUEL LOBATO SCHARFHAUSEN	
COTAS	N/A	UNIVERSIDAD DE CÁDIZ. GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA	
ESCALA	N/A	PLANO	
FECHA	21/6/2016	DIAGRAMA DE FLUJO	

DOCUMENTO 4

PLIEGO DE CONDICIONES

1. Definición y alcance del pliego

1.1. Objeto

El objetivo del presente pliego es recoger las exigencias facultativas, económicas, legales y técnicas que han de regir para la ejecución del proyecto “Diseño de una columna de extracción líquido-líquido de platos perforados a escala de planta piloto” de forma que pueda materializarse en las condiciones especificadas, evitando posibles interpretaciones diferentes de las deseadas. Dicho proyecto se emplaza en la planta piloto de la facultad de ciencias de la universidad de Cádiz, situada en el campus universitario de Puerto Real.

1.2. Cuerpo normativo

El cuerpo normativo de aplicación en la ejecución de las obras objeto del presente Proyecto será el formado por toda la Legislación de Obligado Cumplimiento que sea aplicable en la fecha de la forma del Contrato de adjudicación de las obras. Si entre la normativa de aplicación existiese contradicción será la Dirección Facultativa quien manifieste por escrito la decisión a tomar en el Libro de Órdenes. Será responsabilidad del contratista cualquier decisión tomada en los supuestos anteriores si esta no está firmada en el Libro de Órdenes por la Dirección Facultativa y por tanto estará obligado a asumir las consecuencias que deriven de las órdenes que debe tomar la Dirección Facultativa para corregir la situación creada.

1.3. Disposiciones generales

1.3.1. Descripción general de la obra

En la construcción de la unidad de proceso para “Diseño de una columna de extracción líquido-líquido de platos perforados a escala de planta piloto”, las fases de obra que tendrán lugar con emplazamiento en la planta piloto de la facultad de la universidad de Cádiz, situada en el campus universitario de Puerto Real, se detallan en el siguiente apartado. Destacar que se han considerado todas las obras necesarias desde la implantación de la maquinaria, pasando por la instalación de los equipos y demás instalaciones oportunas para el correcto funcionamiento de la planta.

1.3.2. Obras objeto del presente Proyecto, Normativa aplicable

Se consideran sujetas a las condiciones de este Pliego, todas las obras cuyas características, planos y presupuestos, se adjuntan en las partes correspondientes del presente Proyecto, así como todas las obras imprevistas, es decir obras accesorias, que sean necesarias para dejar completamente terminadas las instalaciones con arreglo a los planos y documentos adjuntos.

Se entiende por obras accesorias, aquellas que por su naturaleza no puedan ser previstas en todos sus detalles. Por este motivo la previsión de este tipo de obra se realiza a medida que avanza la ejecución de los trabajos. Las obras accesorias se construirán según se vaya conociendo su necesidad. Cuando la importancia lo exija se construirán en base a los proyectos adicionales que se redacten. En los casos de menor importancia se llevarán a cabo conforme a la propuesta que formule el Ingeniero Director de la Obra.

Las fases de la obra comprenden los siguientes trabajos de construcción:

- *Estructuras metálicas.* Este tipo de estructuras (incluida la cubierta) se fabricarán en taller. La primera capa de pintura se proporcionará también allí.
- *Albañilería.* Dentro de esta fase se encuentran todos los trabajos básicos de construcción (como el alzado de muros, paredes y tapias), preparación de cemento otras tareas de obra no especializadas.
- *Instalación de equipos y conducciones.* Se realizará el emplazamiento de los dispositivos que se encontrarán dentro de la planta de procesos y se instalará la red de conducciones.
- *Carpintería, pintura y acristalamiento.* Dentro de esta fase se encuentran todas aquellas tareas necesarias para la carpintería exterior (ventanas) que será esencialmente de aluminio, y la interior (puertas) que serán de madera. Además de las tareas de acristalamiento y de pintura de las zonas que lo requiera en el interior de la instalación industrial y la zona de oficinas, laboratorio y zonas de control.
- *Acabados y pavimentos.* Se finalizará con esta fase la obra, quedando la planta a disposición de su puesta en marcha.

Las cuales se verán regidas por las siguientes normas, leyes, reales decretos:

- Pliego de Prescripciones Técnicas Generales vigentes del M.O.P.U.
- Normas Básicas (NBE) y Tecnológicas (NTE) de la Edificación

- Real Decreto 2060/2008, de 12 de Diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de equipos a presión y sus instrucciones técnicas complementarias.
- Ley 31/1995 de 8 de Noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales.
- Real Decreto 1627/1997, de 24 de Octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y de salud en las obras de construcción.

1.3.3. Obras accesorias no especificadas en el pliego

Si en el transcurso de los trabajos se hiciese necesario ejecutar cualquier clase de obras o instalaciones que no se encuentren descritas en este Pliego de Condiciones, el Adjudicatario estará obligado a realizarlas con estricta sujeción a las órdenes que, al efecto, reciba del Ingeniero Director de Obra y en cualquier caso con arreglo a las reglas del buen arte constructivo.

El Ingeniero Director de Obra tendrá plenas atribuciones para sancionar la idoneidad de los sistemas empleados, los cuales estarán expuestos para su aprobación de forma que, a su juicio, las obras o instalaciones que resulten defectuosas total o parcialmente, deberán ser demolidas, desmontadas o recibidas en su totalidad o en parte, sin que ello dé derecho a ningún tipo de reclamación por parte del Adjudicatario.

1.3.4. Documentos que definen las obras

Los documentos que definen las obras y que la propiedad entrega al contratista pueden tener carácter contractual o meramente informativo. Se entiende por documentos contractuales aquellos que estén incorporados en el contrato y sean de obligado cumplimiento, excepto modificaciones debidamente autorizadas.

El presente Proyecto consta de los siguientes documentos:

- Documento nº 1: Memoria y Anexos.
- Documento nº 2: Planos.
- Documento nº 3: Pliego de Condiciones.
- Documento nº 4: Presupuesto.

Son documentos contractuales los Planos, el Pliego de Condiciones y el Presupuesto, que se incluyen en el presente Proyecto. Los datos incluidos en la Memoria y Anexos tienen carácter

meramente informativo. Además de lo referente a la documentación, cualquier cambio en el planteamiento de la obra que implique un cambio sustancial respecto de lo proyectado deberá ponerse en conocimiento de la Dirección Técnica para que lo apruebe, si procede, y redacte el oportuno proyecto reformado.

1.3.5. Compatibilidad y relación entre los documentos

En caso de contradicción entre los documentos de este Proyecto, el orden de prioridad será el siguiente: 1º Memoria y Anexos, 2º Planos, 3º Pliego de Condiciones, 4º Presupuesto. Si se da contradicción entre los Planos y el Pliego de Condiciones, prevalecerá lo prescrito en los primeros. Lo mencionado en los planos y omitido en el Pliego de Condiciones o viceversa, habrá de ser ejecutado como si estuviera expuesto en ambos documentos.

2. Condiciones de índole facultativa

2.1. Obligaciones y derechos del contratista

2.1.1. Condiciones técnicas

Las presentes condiciones técnicas serán de obligada observación por el contratista a quien se adjudique la obra, el cual deberá hacer constar que la conoce y que se compromete a ejecutar con estricta sujeción a las mismas en la propuesta que formule y que sirva de base a la adjudicación.

2.1.2. Personal

El personal deberá ser en todo momento el adecuado a las necesidades de la obra, entendiéndose que esté homologado y con la debida experiencia para realizar este trabajo. Los certificados de las homologaciones serán entregados al Cliente previo al inicio de los trabajos. Un organigrama de la empresa Constructora deberá ser entregado al Cliente, con los correspondientes Currículum Vitae de todo el personal relevante de la obra.

Además, el contratista podrá subcontratar capítulos o unidades de la obra a otros contratistas e industriales sin perjuicio de sus obligaciones como contratista general de la obra. Se permitirá las subcontrataciones de los trabajos siempre y cuando la empresa subcontratada garantice los niveles de formación y seguridad para realizar los trabajos mencionados.

Para la ejecución del programa de desarrollo de la obra, el contratista deberá tener siempre en la obra un número de obreros proporcionado a la extensión de los trabajos y clases de estos que estén ejecutándose.

2.1.3. Responsabilidades del contratista

En la ejecución de las obras que se hayan contratado, el contratista será el único responsable, no teniendo derecho a indemnización alguna por el mayor precio a que pudiera costarle, ni por las maniobras incorrectas o impropias que cometiese durante la construcción, siendo de su cuenta y riesgo e independiente de la inspección del Ingeniero.

Así mismo será responsable ante los Tribunales de los accidentes que, por inexperiencia o descuido, sobrevinieran, ateniéndose en todo a las disposiciones de Policía Urbana y leyes comunes sobre la materia.

2.1.4. Presencia del contratista en la obra

El contratista, por sí mismo o por medio de sus facultativos representantes o encargados, estará en la obra durante la jornada legal de trabajo y acompañará a la Dirección Facultativa en las visitas que hagan a la obra. Así mismo, y por sí o por medio de sus representantes, asistirá a las reuniones de obra que se convoquen, no pudiendo justificar por motivos de ausencia ninguna reclamación a las órdenes cruzadas por la Dirección Facultativa en el transcurso de las reuniones.

2.1.5. Oficina en la obra

El contratista habilitará en la obra una oficina en la que existirá una mesa o tablero adecuado, en el que se pueden extender y consultar los Planos. En la oficina de obras, tendrá siempre el contratista una copia autorizada de todos los documentos del proyecto que le hayan sido facilitados por la Dirección Facultativa además del “Libro de Ordenes” al que se hace referencia en un artículo siguiente.

2.1.6. Obligaciones no especificadas

Si alguna parte de la obra no quedara suficientemente especificada en esta documentación, a juicio de la contrata o de la propiedad, no se realizará hasta que la Dirección Facultativa diera las indicaciones precisas y concretas para su ejecución. Este extremo se advertirá a la citada dirección por escrito, con antelación suficiente para que se pueda estudiar el problema y aportar la solución más

acertada sin que ello suponga retraso en la marcha de la obra. El tiempo de antelación variará con la importancia del estudio, siendo el mínimo de una semana.

2.1.7. Desperfectos en propiedades colindantes

Si el contratista causase algún desperfecto en propiedades colindantes tendrá que restaurarlas por su cuenta dejándolas en el estado en que las encontró al comienzo de la obra. El contratista adoptará cuantas medidas encuentre necesarias para evitar la caída de operarios, desprendimiento de herramientas y materiales que puedan herir o matar a alguna persona.

2.1.8. Seguros

Queda obligado el contratista a asegurar las obras en una Compañía de reconocida solvencia inscrita en el Registro de Ministerio de Hacienda en virtud de la vigente Ley de Seguros para cubrir todos los accidentes que ocurran en la obra. Si la Compañía no abonase la cuantía establecida como indemnización, el contratista será el responsable de abonarla directamente. En cualquier momento estos documentos podrán ser exigidos por la propiedad y la Dirección Facultativa.

La póliza habrá de extenderse con la condición especial de que, si bien el contratista la suscribe con dicho carácter, es requisito indispensable que en caso de siniestros una vez justificada su cuantía, el importe íntegro de la indemnización lo cobre la entidad propietaria. De esta forma será posible realizar el pago de la obra que se reconstruya a medida que esta se vaya realizando, como los demás trabajos de la construcción. Previamente se realizarán las certificaciones facultativas.

2.1.9. Reclamaciones contra las órdenes de dirección

Las reclamaciones que el contratista quiera hacer contra las órdenes emanadas de la Dirección Facultativa, solo podrá presentarlas a través de la misma, ante la propiedad, si ellas son de orden económico, y de acuerdo con las condiciones estipuladas en los Pliegos de Condiciones correspondientes.

Contra disposiciones de orden técnico o facultativo de la Dirección Facultativa, no se admitirá reclamación alguna, pudiendo el contratista salvar su responsabilidad, si lo estima oportuno, mediante exposición razonada dirigida a la Dirección Facultativa, la cual podrá limitar su contestación al acuse de recibo, que en todo caso será obligatorio para este tipo de reclamaciones.

2.1.10. Despido por insubordinación, incapacidad y mala fe

Por falta del cumplimiento de las instrucciones del Ingeniero Director o sus subalternos de cualquier clase encargados de la vigilancia de las obras, por manifiesta incapacidad o por actos que comprometan y perturben la marcha de los trabajos, el contratista estará en situación de ser despedido.

2.1.11. Copia de los documentos

El contratista tiene derecho a sacar copias a su costa, de los Pliegos de Condiciones, presupuestos y demás documentos. El Ingeniero Director de la obra autorizará las copias de los documentos anteriormente nombrados sólo después de contratadas las obras.

2.1.12. Maquinaria

El contratista quedará obligado a situar en las obras los equipos de maquinaria que se comprometan a aportar en la licitación, y que el Director de las obras considere necesario para el correcto desarrollo de las mismas. Dichos equipos de maquinaria deberán ser aprobados por el Director.

La maquinaria y demás elementos de trabajo deberán estar en perfectas condiciones de funcionamiento y quedar adscritos a la obra durante el curso de la ejecución de las unidades en las que deban utilizarse. Además, no podrán retirarse sin el consentimiento del director.

2.2. Obligaciones y derechos de la Dirección Facultativa

2.2.1. Director de la obra

La Dirección Facultativa de las obras e instalaciones recaerá sobre un ingeniero superior nombrado por la propiedad en su representación, sobre quien recaerán las labores de dirección, control o vigilancia de las obras del presente Proyecto. Las funciones del Ingeniero Director de Obra serán las siguientes:

- Garantizar la ejecución de las obras con estricta sujeción al proyecto aprobado, o modificaciones debidamente autorizadas.

- Definir aquellas condiciones técnicas que en el presente Pliego de Condiciones se dejen a su decisión.
- Resolver todas las cuestiones técnicas que surjan en cuanto a la interpretación de los planos, condiciones de materiales y de ejecución de unidades de obra, siempre que no se modifiquen las condiciones del contrato.
- Estudiar las incidencias o problemas planteados en las obras que impidan el normal cumplimiento del contrato o aconseje su modificación, tramitando, en su caso, las propuestas correspondientes.
- Proponer las actuaciones procedentes para obtener, de los organismos oficiales y de los particulares, los permisos y autorizaciones necesarias para la ejecución de las obras y ocupaciones de los bienes afectados por ellas, y resolver los problemas planteados por los servicios y servidumbres relacionados con la misma.
- Asumir personalmente bajo su responsabilidad, en casos de urgencia o gravedad, la dirección inmediata de determinadas operaciones o trabajos en curso, por lo cual, el contratista deberá poner a su disposición el personal y el material de la obra.
- Acreditar al contratista las obras realizadas conforme a lo dispuesto en los documentos del contrato.
- Participar en las recepciones provisionales y definitivas y redactar la liquidación de las obras conforme a las normas legales establecidas.

El Director de Obra no será responsable ante la propiedad de la tardanza de los Organismos competentes en la tramitación del proyecto. Una vez conseguidos todos los permisos, el Director de Obra dará orden de comenzar la misma.

2.2.2. Interpretación de los documentos del Proyecto

La Dirección Facultativa queda obligada a resolver todas las dudas que surjan al contratista en la interpretación de los documentos del Proyecto o posteriormente durante la ejecución de los trabajos. Las especificaciones no descritas en el presente Pliego con relación al Proyecto deben

considerarse como datos a tener en cuenta en la formulación del presupuesto por parte de la Empresa que realice las obras, así como el grado de calidad de las mismas.

En las circunstancias en que se vertieran conceptos en los documentos escritos que no fueran reflejados en los planos del Proyecto, el criterio a seguir lo decidirá la Dirección Facultativa de las obras. Recíprocamente cuando en los documentos gráficos aparecieran conceptos que no se ven reflejados en los documentos escritos, la especificación de estos conceptos, será decidida por la Dirección Facultativa de las obras. La Contrata deberá consultar previamente cuantas dudas estime oportunas para una correcta interpretación de la calidad constructiva y de características del Proyecto.

2.2.3. Materiales de construcción

Se seguirán las especificaciones técnicas sobre materiales de construcción dadas en los Anexos del presente Proyecto, utilizándose, en su defecto, materiales de iguales o mejores prestaciones, siempre a juicio del Ingeniero Director de Obra. Los certificados de Calidad del material a utilizar en la obra serán entregados al Cliente para su aceptación definitiva.

Cuando la procedencia de los materiales no esté fijada en el Pliego de Condiciones dentro de la sección de “condiciones particulares”, los materiales requeridos para la ejecución del contratado serán fijados por el contratista. En estas condiciones las fuentes de suministro del contratista serán las que este estime oportunas. El contratista notificara al Director, con la suficiente antelación, los materiales que se proponen utilizar y sus procedencias, aportando, cuando así lo solicite el Director, las muestras y los datos necesarios para su posible aceptación, tanto en lo que se refiere a su cantidad como a su calidad.

En ningún caso podrán ser acoplados y utilizados en los trabajos, materiales cuya procedencia no haya sido aprobada por el Director de Obra.

Se deberán tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- *Manipulación de materiales.* Todos los materiales se manipularán con cuidado y de tal modo que se mantenga su calidad y aptitud para la obra.

- *Inspección de la planta.* Si el volumen de la obra, la marcha de construcción y otras consideraciones lo justifican, el ingeniero puede proceder a la inspección del material o de los artículos manufacturados en sus respectivas fuentes.
- *Materiales defectuosos.* Todos los materiales que no se ajusten a los requisitos del Pliego de Condiciones se considerarán defectuosos y, por tanto, se retirarán inmediatamente del lugar de la obra, a menos que el Director de Obra ordene lo contrario.

Los materiales rechazados, cuyos defectos se hayan corregido sustancialmente, no se utilizarán mientras no se les haya otorgado la aprobación.

2.2.4. Acopios

Quedará terminantemente prohibido, salvo autorización escrita del Director, efectuar acopio de materiales, cualquiera que sea su naturaleza, sobre la plataforma de obra y en aquellas zonas marginales que defina el Director. Se considera especialmente prohibido el depositar materiales, herramientas, maquinarias, escombros o cualquier otro elemento no deseable, en las siguientes zonas:

- Áreas de procesos adyacentes o limítrofes con la zona donde se realizan trabajos.
- Desagües y zonas de trabajo en general.
- Vías de acceso a casetas de operación, puntos de reunión para estados de emergencia y puntos de situación de extintores.
- Calles y vías de circulación interior, tanto de la zona de construcción como de áreas de procesos adyacentes a esta.
- En general, cualquier lugar en el que la presencia de materiales, herramientas o utensilios pueda entorpecer las labores de mantenimiento y operación de las unidades de proceso, o pueda dificultar el proceso de emergencia de la planta.

Los materiales se almacenarán en forma, tal que se asegure la preservación de su calidad para su utilización en la obra, requisito que deberá de ser comprobado en el momento de su utilización. Las superficies empleadas en la zona de acopios deberán acondicionarse de forma que, una vez terminada

su utilización, recuperen su aspecto original. Además, todos los gastos que de ello se deriven, correrán por cuenta del contratista.

2.2.5. Mala ejecución

Si a juicio de la Dirección Facultativa hubiera alguna parte de la obra mal ejecutada, el contratista tendrá la obligación de demolerla y volverla a realizar cuantas veces sea necesario, hasta que quede a satisfacción de dicha Dirección, no otorgando estos aumentos de trabajo derecho a percibir ninguna indemnización de ningún género, aunque las condiciones de mala ejecución de la obra se hubiesen notado después de la recepción provisional, sin que ello pueda repercutir en los plazos parciales o en el total de ejecución de la obra.

2.2.6. Obras o instalaciones no especificadas

Si en el transcurso de los trabajos fuera necesario ejecutar alguna clase de obra no regulada en el presente Pliego de Condiciones, el contratista queda obligado a ejecutarla con arreglo a las instrucciones que reciba del Ingeniero Director quien, a su vez, cumplirá la normativa vigente sobre el particular. El contratista no tendrá derecho a reclamación alguna.

2.2.7. Suspensión de trabajos por retraso de pagos

En ningún caso podrá el contratista, alegando retraso en los pagos, suspender trabajos ni ejecutarlos a menor ritmo que el que les corresponda.

2.3. Disposiciones varias

2.3.1. Replanteo

Como actividad previa a cualquier otra de la obra se procederá por parte de la Dirección Facultativa a la comprobación del replanteo de las obras en presencia del contratista marcando sobre el terreno convenientemente todos los puntos necesarios para su ejecución. De esta operación se levantará un acta por duplicado que firmará la Dirección Facultativa y el contratista.

El contratista facilitará por su cuenta todos los medios necesarios para la ejecución de los referidos replanteos y señalamiento de los mismos, cuidando bajo su responsabilidad de las señales o datos fijados para su determinación. Así mismo para el resto de replanteos que se verifiquen en obra, estos se realizarán por el contratista con la consiguiente aprobación de la Dirección Facultativa para el inicio de la correspondiente unidad.

2.3.2. Libro de órdenes, asistencias e incidencias

Con objeto de que en todo momento se pueda tener un conocimiento exacto de la ejecución e incidencias de la obra, se realizará la redacción, mientras dure la misma, del Libro de Órdenes, Asistencia e Incidencias. En este libro se reflejarán las visitas facultativas realizadas por la Dirección de la obra, incidencias surgidas y en general, todos aquellos datos que sirvan para determinar con exactitud si por parte del contratista se han cumplido los plazos y fases de ejecución previstas para la realización del Proyecto.

El Ingeniero Director de la obra, y los demás facultativos colaboradores en la dirección de las mismas, irán dejando constancia, mediante las oportunas referencias, de sus visitas e inspecciones y las incidencias que surjan en el transcurso de ellas y obliguen a cualquier modificación en el Proyecto o la ejecución de las obras. Dichas referencias en el libro serán de obligado cumplimiento. Las anotaciones en el Libro de Órdenes, Asistencias e Incidencias, darán fe a efectos de determinar las posibles causas de resolución e incidencias del contrato.

Sin embargo, cuando el contratista no estuviese conforme, podrá alegar en su descargo todas aquellas razones que abonen su postura, aportando las pruebas que estime pertinentes. Efectuar una orden a través del correspondiente asiendo en este Libro, no será obstáculo para que cuando la Dirección Facultativa lo juzgue conveniente, se efectúe la misma también por oficio. Dicha orden se reflejará también en el Libro de Órdenes. El cumplimiento de las órdenes expresadas en dicho Libro es tan obligatorio para el contratista como las que figuran en el Pliego de Condiciones.

2.3.3. Comienzo de los trabajos y plazo de ejecución

Obligatoriamente y por escrito, deberá el contratista dar cuenta al Ingeniero Director del comienzo de los trabajos, antes de transcurrir veinticuatro horas de su iniciación. El Adjudicatario comenzará las obras dentro del plazo de quince días desde la fecha de adjudicación. Dará cuenta al Ingeniero Director, mediante oficio, del día en que se propone iniciar los trabajos, debiendo éste dar acuse de recibo. El contratista está obligado al cumplimiento de todo cuanto se dispone en la Reglamentación Oficial del Trabajo.

El plazo de ejecución de la obra responderá a la planificación realizada por el Cliente y coordinada por el contratista. Dicha planificación se estima en tres meses en función de los plazos de

entrega de los equipos y al trabajo de montaje, diseño y configuración. En caso de exceder las previsiones de realización del trabajo, y no siendo esto por causas ajenas al contratista, no se facturará ningún cargo extra.

El Cliente informará con una antelación mínima de tres días de la disponibilidad de las instalaciones para el comienzo. El contratista emitirá un informe escrito después de la realización del trabajo al Cliente para su aprobación.

2.3.4. Condiciones generales de ejecución de los trabajos

El contratista, como es natural, debe emplear los materiales y mano de obra que cumplan las condiciones exigidas y realizará todos y cada uno de los trabajos contratados de acuerdo con lo especificado también en dicho documento.

Por ello, y hasta que tenga lugar la recepción definitiva de la obra, el contratista es el único responsable de la ejecución de los trabajos que ha contratado y de las faltas y defectos que en estos puedan existir, por su mala ejecución o por la deficiente calidad de los materiales empleados o aparatos colocados.

Además, no puede servirle de excusa ni le otorga derecho alguno la circunstancia de que el Ingeniero Director o sus subalternos no le hayan llamado la atención sobre el particular, ni tampoco el hecho de que hayan sido valorados en las certificaciones parciales de la obra que siempre se supone que se extienden y abonan a buena cuenta.

La obra será ejecutada a completa satisfacción de las inspecciones del Cliente y contratista. Todas las relaciones entre contratista y Cliente serán refrendadas por escrito, no más tarde de 48 horas después de los acuerdos y canalizadas a través del Jefe de Producción. El Cliente deberá facilitar los siguientes elementos de trabajo:

- Energía eléctrica
- Aire
- Grúas
- Alumbrado provisional, si fuese necesario
- Servicios de contra incendios

Todas las herramientas para la ejecución de la obra serán suministradas por cuenta del contratista, salvo aquellas que por necesidad fuesen especiales de los propios equipos.

Todo el personal de la empresa Constructora que participa en la ejecución de la obra deberá estar equipado convenientemente para la prevención de accidentes de trabajo.

Todo el equipo de protección será a cuenta del contratista.

Todo el trabajo a realizar por la empresa Constructora deberá contar de ante mano con los planos y cálculos, si fuesen necesarios, que deberán ser emitidos por el Cliente y la debida aprobación de éste.

Los equipos se instalarán cumpliendo las normas vigentes y las instrucciones dadas por el fabricante. Si se llevan a cabo modificaciones, se añadiesen materiales o se sustituyesen sin aprobación del Cliente, el Constructor se hará cargo de todo lo que esto puede originar.

2.3.5. Remisión de solicitud de ofertas

Por la Dirección Técnica se solicitarán ofertas a las Empresas especializadas del sector, para la realización de las instalaciones especificadas en el presente Proyecto o un extracto del mismo con los datos suficientes. En el caso de que el ofertante lo estime de interés deberá presentar además de la requerida, la o las soluciones que recomiende para resolver la realización de la instalación especificada.

El plazo máximo fijado para la recepción de las ofertas será de un mes. El presupuesto deberá estar basado en el suministro, la instalación y la configuración del sistema diseñado por el Cliente, excluyéndose cualquier otra máquina o equipo que no sea el mencionado en las especificaciones del presente Proyecto.

2.3.6. Obras y vicios ocultos

Si el Ingeniero Director tuviese fundadas razones para creer en la existencia de vicios ocultos de construcción en las obras ejecutadas ordenará efectuar en cualquier tiempo y antes de la recepción definitiva, las demoliciones que crea necesarias para reconocer los trabajos que suponga defectuosos.

Los gastos de la demolición y de la reconstrucción que se ocasionen, serán a cuenta del contratista, siempre que los vicios existan realmente; en caso contrario correrán a cargo del propietario.

2.3.7. Trabajos defectuosos

Cuando el Ingeniero Director o su representante en la obra adviertan vicios o defectos en los trabajos efectuados, o que los materiales empleados o los aparatos colocados no reúnen las condiciones preceptuadas, ya sea en el curso de la ejecución de los trabajos, o finalizados éstos y antes de verificarse la recepción definitiva de la obra, podrán disponer que las partes defectuosas sean demolidas y reconstruidas de acuerdo con lo contratado, y todo ello a expensas de la contrata.

2.3.8. Materiales no utilizables o defectuosos

No se procederá al empleo y colocación de los materiales y de los aparatos sin que antes sean examinados y aceptados por el Ingeniero Director, en los términos que prescriben los Pliegos de Condiciones, depositando al efecto el contratista, las muestras y modelos necesarios, previamente bloqueados mediante una contraseña, para efectuar con ellos comprobaciones, ensayos o pruebas preceptuadas en el Pliego de Condiciones vigente en la obra.

Los gastos que ocasionen los ensayos, análisis, pruebas, etc. Antes indicados serán a cargo del contratista. Cuando los materiales o aparatos no fueran de la calidad requerida o no estuviesen perfectamente preparados, el Ingeniero Director dará orden al contratista para que los reemplace por otros que se ajusten a las condiciones requeridas en los Pliegos o, a falta de estos, a las órdenes del Ingeniero Director.

2.3.9. Ensayos

El número de ensayos y su frecuencia, tanto sobre materiales como unidades de obras terminadas, será fijado por el Director de Obra, y se efectuara con arreglo a las normas que afectan a cada unidad de obra o, en su defecto, con arreglo a las instrucciones que dicte el Director de Obra.

El Adjudicatario abonará el costo de los ensayos que se realicen, que no podrá superar el 1% del presupuesto de adjudicación.

El contratista está obligado a realizar su autocontrol de cotas, tolerancias y geométricos en general, así como el de calidad, mediante ensayos de materiales, densidades de compactación, etc. Se entiende que no se comunicará a la dirección de obra que una unidad de obra está terminada a juicio del contratista para su comprobación hasta que el mismo contratista, mediante su personal facultativo destinado a tal caso, haya hecho sus propias comprobaciones y ensayos y se haya asegurado de cumplir las especificaciones.

Por tanto, de la necesidad de autocontrol el contratista está obligado a disponer de los equipos necesarios para dichas mediciones y ensayos.

2.3.10. Medios auxiliares

Es obligación de la Contrata el ejecutar cuanto sea necesario para la buena construcción y aspecto de las obras aún cuando no se halle expresamente estipulado en los Pliegos de Condiciones, siempre que lo disponga el Ingeniero Director y dentro de los límites de posibilidad que los presupuestos determinen para cada unidad de obra y tipo de ejecución. Los medios auxiliares se emplearán por tanto sin separarse del espíritu y recta interpretación del Pliego de Condiciones.

Correrá de cuenta y riesgo del contratista, los andamios, cimbras, máquinas y demás medios auxiliares que para la debida marcha y ejecución de los trabajos se necesiten, no cabiendo por tanto, responsabilidad alguna sobre el Propietario por cualquier avería o accidente personal que pueda ocurrir en las obras por insuficiencia de dichos medios auxiliares.

Serán asimismo de cuenta del contratista, los medios auxiliares de protección y señalización de la obra, tales como vallado, elementos de protección provisionales, y todas las necesarias para evitar accidentes previsibles en función del estado de la obra y de acuerdo con la legislación vigente.

2.3.11. Facultades de la dirección de obras

Además de todas las facultades particulares, que corresponden al Ingeniero Director, expresadas en los artículos precedentes, es misión específica suya la dirección y vigilancia de los trabajos que en las obras se realicen bien por sí o por medio de sus representantes técnicos.

La dirección y vigilancia de la obra se realizará con autoridad técnica legal, completa e indiscutible sobre las personas y cosas situadas en la obra y en relación con los trabajos que para la ejecución de los edificios y obras anejas se lleven a cabo, pudiendo incluso, pero con causa justificada,

recusar al contratista, si considera que el adoptar esta resolución es útil y necesaria para la debida marcha de la obra.

2.3.12. Mejoras de obra

No se admitirán mejoras de obra, más que en el caso en que el Ingeniero Director haya ordenado por escrito la ejecución de los trabajos nuevos o que mejoren la calidad de los contratados, así como la de los materiales y aparatos previstos en el Contrato. Tampoco se admitirán aumentos de obra en las unidades contratadas, salvo caso de error en las mediciones del Proyecto, a menos que el Ingeniero Director ordene, también por escrito, la ampliación de las unidades contratadas.

2.3.13. Accidentes de trabajo y daños a terceros

En caso de accidentes ocurridos con motivo en el ejercicio de los trabajos para la ejecución de las obras, el contratista se atenderá a lo dispuesto a estos respectos en la legislación vigente, y siendo, en todo caso, único responsable de su cumplimiento y sin que por ningún concepto, pueda quedar afectada la Propiedad por responsabilidades en cualquier aspecto.

El contratista está obligado a adoptar todas las medidas de seguridad que las disposiciones vigentes preceptúan para evitar, en lo posible, accidentes a los obreros o viandantes, no sólo en los andamios, sino en todos los lugares peligrosos de la obra.

De los accidentes o perjuicios de todo género que, por no cumplir el contratista lo legislado sobre la materia, pudieran acaecer o sobrevenir, será éste el único responsable o sus representantes en la obra. Se considera que en los precios contratados están incluidos todos los gastos precisos para cumplimentar, debidamente, las disposiciones legales vigentes sobre estos accidentes.

El contratista será responsable de todos los accidentes que, por inexperiencia o descuido, sobrevinieran tanto en la edificación donde se efectúen las obras como en las contiguas. Será por tanto de su cuenta el abono de las indemnizaciones a quien corresponda y cuando a ello hubiera lugar, de todos los daños y perjuicios que puedan causarse en las operaciones de ejecución de las obras.

Además de todas las disposiciones anteriores, el contratista cumplirá los requisitos que prescriben las disposiciones vigentes sobre la materia, debiendo exhibir, cuando a ello fuera requerido, el justificante de tal cumplimiento.

3. Condiciones de índole económica

3.1. Valoración de la obra

La medición del conjunto de unidades de obra que constituyen el Proyecto se verificará aplicando, a cada unidad de obra, la unidad de medida que le sea apropiada y con arreglo a las mismas unidades adoptadas en el Presupuesto, es decir, unidad completa, partida alzada, metros cuadrados, metros cúbicos o lineales, kilogramos, etc.

Tanto las mediciones parciales como las que se ejecuten al final de la obra, se realizarán conjuntamente con el contratista, levantándose las correspondientes actas que serán firmadas por ambas partes.

Todas las mediciones que se efectúen comprenderán las unidades de obra realmente ejecutadas, no teniendo el contratista derecho a reclamación de ninguna especie por las diferencias que se produjeran entre las mediciones que se ejecuten y las que figuren en el Proyecto, así como tampoco por los errores de clasificación de las diversas unidades de obra que figuren en los estados de valoración.

Las valoraciones de las unidades de obra que figuran en el presente Proyecto, se efectuarán multiplicando el número de estas por el precio unitario asignado a las mismas en el presupuesto. En el precio unitario, aludido en el párrafo anterior, se consideran incluidos los gastos del transporte de materiales, las indemnizaciones o pagos que hayan de hacerse por cualquier concepto, así como todo tipo de impuesto fiscales que graven los materiales por el Estado, Provincia o Municipio, durante la ejecución de las obras, además de toda clase de cargas sociales.

También serán de cuenta del contratista los honorarios, las tasas y demás gravámenes que se originan con ocasión de las inspecciones, aprobación y comprobación de las instalaciones con que esté dotado el inmueble. El contratista no tendrá derecho por ello a pedir indemnización alguna por las causas enumeradas. En el precio de cada unidad de obra van comprendidos los de todos los materiales accesorios y operaciones necesarias para dejar la obra terminada y en disposición de recibiese.

3.2. Composición de los precios unitarios

Una vez adjudicadas las obras, el contratista ha de presentar dentro de los quince días siguientes, los precios descompuestos de las unidades solicitadas. La no presentación indica que acepta los precios descompuestos preparados por la Dirección en su día.

La descomposición estará perfectamente detallada en cada unidad de obra, como a continuación se indica:

- Materiales, expresando las cantidades que en cada unidad de obra se precisen de cada uno de ellos y su precio unitario respectivo de origen.
- Mano de obra por categorías dentro de cada oficio, expresando el número de horas invertidas por cada operario en la ejecución de cada unidad de obra y los jornales horarios correspondientes.
- Transporte de materiales, desde el punto de origen al pie de la obra, expresando el precio del transporte de unidades.
- Tanto por ciento de medios auxiliares y de seguridad sobre la suma de conceptos anteriores en las unidades de obra que se precisen.
- Tanto por ciento de seguros sociales y cargas vigentes sobre el costo de la mano de obra, especificando en documento aparte, la cuantía de cada concepto del seguro o carga.
- Tanto por ciento de gastos generales, sobre la suma de conceptos anteriores.
- Tanto por ciento de beneficio industrial del contratista, aplicando a la suma total de los conceptos anteriores.

Se denominará Precio de Ejecución Material al resultado obtenido por la suma de los anteriores conceptos, a excepción del beneficio industrial. La suma de todas las cantidades que importan los siete capítulos, se entiende que es el precio unitario contratado (Precio de Ejecución por Contrata).

3.3. Valoración de las obras no incluidas

Las obras no incluidas se abonarán con arreglo a precios consignados en el Presupuesto, sin que pueda pretenderse cada valoración de la obra fraccionada, en otra forma que la establecida en los cuadros de descomposición de precios.

3.4. Valoración y abono de obras incompletas

Cuando a consecuencia de rescisión u otras causas, fuera preciso valorar las obras incompletas, se aplicarán los precios del Presupuesto, sin que pueda pretenderse hacer la valoración de la unidad de obra fraccionándola en forma distinta a la establecida en los cuadros de descomposición de precios.

Las partidas que componen la descomposición del precio serán de abono cuando esté acopiado en obra la totalidad del material, incluidos accesorios, o realizados en su totalidad las labores u operaciones que determina la definición de la partida, ya que el criterio a seguir ha de ser que sólo se consideran abonables fases con ejecución terminadas, perdiendo el Adjudicatario todos los derechos en el caso de dejarlas incompletas.

3.5. Abono de unidades de obra ejecutadas

El contratista deberá percibir el importe de todas aquellas unidades de obra que haya ejecutado con arreglo y sujeción a los documentos del Proyecto, a las condiciones de la contrata y a las órdenes e instrucciones que por escrito entregue la Dirección Facultativa, siempre dentro de las cifras a que ascienden los presupuestos aprobados.

3.6. Abono de trabajos ejecutados durante el plazo de garantía

Efectuada la recepción provisional y si durante el plazo de garantía se hubieran ejecutado trabajos para su abono se procederá así:

- Si los trabajos se realizan y están especificados en el Proyecto, y sin causa justificada no se hubieran realizado por el contratista a su debido tiempo, y el Ingeniero exigiera su realización durante el plazo de garantía, serán valoradas a los precios que figuren en el presupuesto y abonados de acuerdo con lo establecido en los pliegos particulares o en su defecto en los generales, en el caso de que dichos fueran inferiores a los que rijan en la época de su realización en caso contrario, se aplicarán estos últimos.

- Si se han ejecutado trabajos precisos para la reparación de desperfectos ocasionados por el uso de las obras, por haber sido utilizadas durante dicho plazo por el Propietario, se valorarán y abonarán a los precios del día, nada se abonará por ellos al contratista.

3.7. Gastos de obra

Los gastos de obra que correrán por cuenta del promotor salvo que se indique en contrato serán los gastos referentes a licencia de obras, honorarios de Proyecto y Dirección Facultativa, así como todos los originados para dotar a la obra de acometidas de agua, electricidad, etc.

3.8. Sanciones por retraso de obras

Si el Constructor, excluyendo los casos de fuerza mayor, no tuviese perfectamente concluidas las obras y en disposición de inmediata utilización o puesta en servicio, dentro del plazo previsto en el artículo correspondiente, la propiedad podrá reducir de las liquidaciones, fianzas o emolumentos de todas clases que tuviese en su poder las cantidades establecidas según las cláusulas del contrato privado entre Propiedad y Constructor.

3.9. Liquidaciones parciales y su carácter provisional

Mensualmente, el contratista tendrá derecho a percibir una cantidad proporcional a la obra ejecutada en aquel periodo.

Las liquidaciones parciales tienen carácter de documentos provisionales a buena cuenta, sujetos a certificaciones y variaciones que resulten de la liquidación final. Dichas certificaciones, no suponen tampoco la aprobación ni recepción de las obras que comprenden.

La propiedad se reserva en todo momento y, especialmente, al hacer efectivas las liquidaciones parciales, el derecho a comprobar que el contratista ha cumplido los compromisos referentes al pago de jornales y materiales invertidos en la obra, a cuyo efecto deberá presentar los comprobantes que se exijan.

3.10. Liquidación general

Terminadas las obras, se procederá a hacer la liquidación general, que constará de las mediciones y valoraciones de todas las unidades que constituyen la obra, las que constituyen modificaciones del Proyecto, y los documentos y aumentos que se aplicaron en las liquidaciones

parciales, siempre y cuando hayan sido previamente aprobadas por la Dirección Técnica con sus precios.

De ninguna manera tendrá derecho el contratista a formular reclamaciones por aumentos de obra que no estuviesen autorizados por escrito a la Propiedad con el visto bueno del Ingeniero Director.

3.11. Pagos

Los pagos se efectuarán por el propietario al contratista en los plazos previamente establecidos, y su importe corresponderá precisamente al de las certificaciones de obra expedidas por el Director de Obra, en virtud de las cuales se verifican aquellos.

3.12. Indemnización por retraso de los trabajos

El importe de la indemnización que debe abonar el contratista por causas de retraso no justificado, en el plazo de terminación de las obras contratadas, será el importe de la suma de perjuicios materiales causados por imposibilidad de ocupación del inmueble, siendo estos perjuicios debidamente justificados.

3.13. Indemnización por daños de causa mayor al contratista

El contratista no tendrá derecho a indemnización por causas de pérdidas, averías o perjuicio ocasionados en las obras, sino en los casos de fuerza mayor. Para los efectos de este artículo, se considera como tales casos únicamente los que siguen:

- Los incendios causados por electricidad atmosférica.
- Los daños producidos por terremotos y maremotos Los producidos por vientos huracanados, mareas y crecida de los ríos superiores a las que se puedan prever para el país, y siempre que exista constancia inequívoca de que el contratista tomó las medidas posibles, dentro de sus medios, para evitar o atenuar daños.
- Los que provengan de movimientos del terreno en que estén construidas las obras.
- Los destrozos ocasionados violentamente, a mano armada, en tiempo de guerra, movimientos sediciosos populares o robos tumultuosos.

La indemnización se referirá exclusivamente, al abono de las unidades de obra ya ejecutadas o materiales acopiados a pie de obra; en ningún caso comprenderá medios auxiliares, maquinaria o instalaciones, etc. propiedad de la Contrata.

4. Condiciones de índole legal

4.1. Recepción de las obras

4.1.1. Normativa general de aplicación

La normativa a aplicar será la actualmente vigente además de la que se citó en el apartado correspondiente de la Memoria de este Proyecto.

4.1.2. Adjudicación

La adjudicación de las obras se realizará mediante concurso. Las ofertas presentadas a dicho concurso deberán incluir como mínimo una estimación del precio de ejecución de las obras, el tiempo de ejecución y las calidades empleadas en las mismas.

4.1.3. El contrato

El contrato se formalizará mediante un documento privado o público según convengan las partes, promotor y contratista, y en él se especificarán las particularidades que convengan a ambos.

El contratista y el promotor previamente firmarán el presente pliego obligándose a su cumplimiento, siendo nulas las cláusulas que se opongan o anulen disposiciones del mismo.

La ejecución de la obra se contratará por unidades de obra, ejecutadas con arreglo a los documentos del Proyecto. Se admitirán subcontratas con firmas especializadas, siempre que estén dentro de los precios que fije el Presupuesto del Proyecto.

4.1.4. Garantía

El Ingeniero Director podrá exigir al contratista la presentación de referencias bancarias o de otras entidades o personas, al objeto de cerciorarse de si éste reúne todas las condiciones requeridas para el exacto cumplimiento del contrato; dichas referencias, si le son pedidas, las presentará el contratista antes de la firma del Contrato.

En el presente Pliego las condiciones requeridas para el cumplimiento del contrato serán:

- El contratista deberá garantizar que sus equipos están libres de todo defecto concerniente a materiales y mano de obra en el momento de su entrega al Cliente.
- Bajo esta garantía, el contratista deberá comprometerse a reparar o sustituir, según estime más conveniente, cualquier componente o material que presente defectos en su calidad y/o instalación.
- La duración de la garantía deberá ser de 12 meses como mínimo a partir de la puesta en servicio del equipo y no menos de 18 meses después de la entrega de fábrica.
- Para los componentes o materiales no fabricados por el contratista, ésta se atenderá a las cláusulas de garantía del proveedor de origen.
- Se tomará como fecha de comienzo de garantía la del documento o acta de pruebas reales suscritas por el contratista y el Cliente o su representante autorizado.
- La sustitución de cualquier componente o material durante el periodo de garantía no modificará la duración ni la fecha de cancelación de la misma. En caso de reincidencia en algunas anomalías, dentro del periodo de garantía, esta se extenderá en 6 meses sobre la parte afectada.
- Los trabajos cubiertos por esta garantía serán efectuados sin cargo al Cliente en los talleres o dependencias del contratista.

4.1.5. Fianza

La cantidad que deberá depositar el contratista a la firma de contrato como respaldo de su cumplimiento se establece en un 5% del total del Contrato por medio de aval bancario. Si el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para terminar la obra en las condiciones contratadas, el Director de Obra en nombre y representación de la propiedad, los ordenará ejecutar a un tercero, abonando su importe con la fianza depositada por el contratista, sin perjuicio de las acciones legales a que tenga derecho el Propietario en el caso de que el importe de la fianza no baste para abonar el importe de los gastos efectuados en las unidades de obra que no fueran de recibo.

La fianza depositada, o lo que quede de ella, será devuelta al contratista una vez firmada el acta de recepción definitiva de la obra en un plazo que no excederá de treinta días. Siempre que el contratista haya acreditado por medio de un certificado del Alcalde del municipio en cuyo término se halle emplazada la obra contratada, que no existe reclamación alguna contra el por los daños y perjuicios que sean de su cuenta o por deuda de los jornales o materiales, ni por indemnización derivadas de accidentes ocurridos en el trabajo.

4.2. Responsabilidad del contratista

Con antelación al inicio de las obras el contratista tiene la obligación de verificar los documentos y de volver a tomar sobre el terreno todas las medidas y datos que le sean necesarios. Caso de no haber indicado al Director de Obra en tiempo útil, los errores que pudieran contener dichos documentos, el contratista acepta todas las responsabilidades.

El contratista será responsable de la ejecución de la obra en las condiciones establecidas en el contrato y en los documentos que componen el proyecto. Como consecuencia de ello, vendrá obligado a la demolición y reconstrucción de todo lo mal ejecutado, sin que pueda servir de excusa el que la Dirección Facultativa haya examinado y reconocido la construcción durante las obras, ni el que hayan sido abonadas en liquidaciones parciales.

Será responsabilidad del contratista, el cumplimiento de todas las ordenanzas y disposiciones municipales que estén vigentes en la localidad donde la obra esté emplazada. El contratista será responsable de todos los accidentes o perjuicios de todo género que, por inexperiencia, descuido o incumplimiento de la legislación vigente en materia de seguridad, sobrevinieran tanto en la edificación donde se efectúen las obras como en las contiguas, ya que se consideran que en los precios contratados están incluidos todos los gastos precisos para cumplimentar dichas disposiciones legales.

El contratista deberá tener contratado un seguro que cubra las indemnizaciones a quienes corresponda y cuando a ello hubiera lugar, los perjuicios que puedan causarse en las operaciones de ejecución de las obras, quedando la propiedad eximida de dicha responsabilidad.

Será de cargo y cuenta del contratista, el vallado y la política del solar, cuidando de la conservación de sus líneas de lindero y vigilando que, por los poseedores de las fincas contiguas, si las hubiere, u otras personas ajenas a las obras, no se realicen durante la obra actos que mermen o modifiquen a la misma.

Además de todas las responsabilidades anteriormente especificadas, habrá de tenerse en cuenta por parte del contratista la Reglamentación de Trabajo, así como las demás disposiciones que regulan las relaciones entre patronos y obreros, contratación del Seguro Obligatorio, Subsidio Familiar y de Vejez, los Accidentes de Trabajo, Seguridad e Higiene en el Trabajo y demás con carácter social urgentes durante la ejecución de las obras.

El contratista ha de cumplir lo reglamentado sobre seguridad e higiene en el trabajo, así como la legislación actual en el momento de ejecución de las obras en relación sobre protección a la industria nacional y fomento del consumo de artículos nacionales.

4.3. Disposiciones varias

4.3.1. Autorizaciones y licencias

El contratista se compromete igualmente a entregar las autorizaciones que perceptivamente tienen que expresar las delegaciones Provinciales de Industria, Sanidad, etc., y autoridades locales, para la puesta en servicio de las referidas instalaciones.

Siendo también de cuenta del contratista todos los arbitrios, licencias municipales, vallas, alumbrado, multas, etc., que ocasionen las obras desde su inicio hasta su total terminación, salvo que se especifique lo contrario entre la Propiedad y el contratista.

4.3.2. Causas de rescisión del contrato

Se consideran causas suficientes de rescisión las que a continuación se señalan:

- La muerte o incapacidad del contratista.
- La quiebra del contratista.

En los casos anteriores, si los herederos o síndicos ofrecieran llevar a cabo las obras, bajo las mismas condiciones estipuladas en el contrato, el Propietario puede admitir o rechazar el ofrecimiento, sin que en este último caso tengan aquellos derechos a indemnización alguna.

Las alteraciones del contrato por las causas siguientes:

- La modificación del Proyecto en forma tal que presente alteraciones fundamentales del mismo, a juicio del Ingeniero Director y, en cualquier caso, siempre que la variación del

presupuesto de ejecución, como consecuencia de estas modificaciones, represente en más o menos del 40 por 100, como mínimo, de algunas unidades del Proyecto modificadas.

- La modificación de unidades de obra, siempre que estas modificaciones representen variaciones en más o menos del 40 por 100, como mínimo de algunas de las unidades que figuren en las modificaciones del Proyecto, o más de un 50% de unidades del Proyecto modificadas.
- La suspensión de la obra comenzada, y en todo caso siempre que, por causas ajenas a la Contrata, no se dé comienzo a la obra adjudicada dentro del plazo de tres meses, a partir de la adjudicación, en este caso, la devolución de la fianza será automática.
- La suspensión de obra comenzada, siempre que el plazo de suspensión haya excedido de un año.
- El no dar comienzo la Contrata a los trabajos dentro del plazo señalado en las condiciones particulares del Proyecto.
- El incumplimiento de las condiciones del Contrato, cuando implique descuido o mala fe, con perjuicio de los intereses de la obra.
- La terminación del plazo de ejecución de la obra, sin haberse llegado a ésta.
- El abandono de la obra sin causa justificada.
- La mala fe en la ejecución de los trabajos.

Quedará rescindido el contrato por incumplimiento del contratista de las condiciones estipuladas en este Pliego perdiendo en este caso la fianza, y quedando sin derecho a reclamación alguna.

4.3.3. Arbitrajes y jurisdicción

Los Contratos se formalizarán mediante documentos privados, que podrán elevarse a escritura pública a petición de cualquiera de las partes y con arreglo a las disposiciones vigentes. Este

documento contendrá una cláusula en las que se expresa terminantemente que el contratista se obliga al cumplimiento exacto del Contrato, conforme a lo previsto en el Pliego General de Condiciones.

El contratista antes de firmar la escritura habrá firmado también su conformidad al pie del Pliego de Condiciones Particulares que ha de regir, la obra, los planos, cuadros de precios y presupuesto general. Serán de cuenta del Adjudicatario todos los gastos que ocasione la extensión del documento en que se consigne la contrata.

Para cuantas cuestiones, litigios o diferencias pudieran surgir durante o después de los trabajos, las partes se someterán a juicio de amigables componedores nombrado uno de ellos por el propietario, otro por el contratista y tres ingenieros del colegio oficial correspondiente, uno de los cuales será forzosamente el Director de Obra.

En caso de no haber llegado a un acuerdo por el anterior procedimiento, ambas partes quedan obligadas a someter la discusión de todas las cuestiones que puedan surgir como derivadas de su contrato, a las autoridades y tribunales administrativos, con arreglo a la legislación vigente, renunciando al derecho común y al fuero de su domicilio, siendo competente la jurisdicción donde estuviese enclavada la obra.

5. Condiciones de índole general

5.1. Pruebas y puesta en marcha

Durante la duración del presente Proyecto se efectuarán pruebas de carga de los diferentes equipos, así como de resistencia mecánica por sobrepresión, recogidas en la normativa legal vigente.

El contratista deberá efectuar las pruebas y puesta en funcionamiento de todos los equipos y aparatos eléctricos, electrónicos, mecánicos, hidráulicos y neumáticos instalados, así como del sistema de control, incluyendo cualquier equipo especial que para su puesta a punto y pruebas requiera la presencia de un técnico especialista.

5.2. Control de calidad

Previamente al inicio de las obras, el contratista deberá presentar al Director Facultativo, para su aprobación, el Plan de Control de Calidad y el de puntos de Inspección y Control de la obra, que será de aplicación tanto a la obra civil como a los equipos eléctricos y mecánicos a instalar.

Para la ejecución de todas las unidades de obra, estas se someterán a los controles establecidos por la normativa legal vigente de aplicación, o los que por cualquier motivo considere necesario la Dirección Facultativa.

En los mencionados planes, se recogerá de forma clara, la identificación de cada unidad de obra, el tipo de ensayo a realizar y la normativa de aplicación, la frecuencia de realización de cada tipo de ensayo, y las condiciones de aceptación o rechazo. Para materiales y equipos se definirán los certificados de origen, pruebas y garantías que deberá aportar el proveedor de los mismos, así como las pruebas y ensayos a realizar en obra, la frecuencia de los mismos y las condiciones de aceptación o rechazo.

5.3. Condiciones para los materiales

5.3.1. Condiciones generales para los materiales

Los materiales a emplear para cada equipo, serán los expresados en el Capítulo 6 de este Pliego de Condiciones. De forma general, estos materiales estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso, pudiendo la Dirección Técnica desechar aquellos que a su juicio no reúnan las características requeridas.

Los materiales no podrán ser en ningún caso distintos en sus características a los tipos.

Si hubiese que variar la clase de algunos inicialmente aprobados, los nuevos no podrán ser instalados sin la previa autorización de la dirección de obra, la cual podrá una vez proyectados someterlos a cuantas pruebas estimen oportunas.

5.3.2. Materiales no especificados

Cualquier material que no haya sido especificado ni descrito en el presente Proyecto y fuese necesario utilizar, reunirá las condiciones que se requieran para su función, siendo fijados por el contratista las fuentes de suministro que éste estime oportunas. En cualquier caso, el contratista notificará al Director de Obra, con la suficiente antelación, los materiales que se propone utilizar y su procedencia, aportando, cuando así lo solicite el Director, las muestras y los datos necesarios para su posible aceptación, tanto en lo que se refiere a su cantidad como a su calidad, siendo el criterio de la Dirección Facultativa totalmente inapelable.

5.4. Condiciones generales para los equipos

Si desde que los distintos equipos son recibidos desde el taller del fabricante hasta que son montados en el terreno, hubiera transcurrido un periodo de tiempo que el Director de Obra considerase razonablemente largo, estos equipos serán almacenados sobre techado en un lugar seco, y se tomarán precauciones para que no sufriesen contaminación o acumulación de suciedad, así como golpes o deterioros.

Además de esto, el Director de Obra supervisará el equipo antes de su montaje, comprobando su buen estado y podrá rechazarlo si observa anomalías que a su juicio puedan provocar irregularidades en el funcionamiento del mismo.

5.5. Especificaciones particulares de los equipos

El objeto del presente capítulo, es concretar las especificaciones técnicas que deben satisfacer los distintos equipos, diseñados o de adquisición directa por compra, para que sean aceptados en la instalación que se proyecta.

Además, los equipos deben entregarse con las pruebas hidráulicas que correspondan, realizadas de forma satisfactoria.

La instalación solo se realizará cuando se demuestre que todos los equipos de la planta y dispositivos de control funcionan perfectamente.

Tabla 1.1. Especificaciones particulares de la columna de extracción

Columna de Extracción	
Nº de etapas teóricas	5
Nº de etapas reales	16
Altura de la columna (<i>m</i>)	5,67
Espesor de la columna(<i>mm</i>)	3,5
Platos	
Diámetro de plato (<i>cm</i>)	49
Espesor de plato (<i>mm</i>)	1,9
Longitud del vertedero (<i>cm</i>)	20

Tabla 1.2. Especificaciones particulares del tanque de mezcla de alimentación

Tanque de mezcla de alimentación	
Altura (<i>m</i>)	2,15
Diámetro (<i>m</i>)	1,35
Volumen (<i>m</i> ³)	2,74
Espesor (<i>cm</i>)	3,75
Tiempo de vaciado (<i>min</i>)	60
Tipo de agitador	Agitador de turbina de 4 hojas

Tabla 1.3. Especificaciones particulares del tanque de almacenamiento de disolvente

Tanque de almacenamiento de disolvente	
Altura (<i>m</i>)	3,90
Diámetro (<i>m</i>)	0,7075
Volumen (<i>m</i> ³)	1,46
Espesor (<i>cm</i>)	3,75
Tiempo de vaciado (<i>min</i>)	15/tanque

Tabla 1.4. Especificaciones particulares del tanque de almacenamiento del líquido extracto

Tanque de almacenamiento del líquido extracto	
Altura (<i>m</i>)	4,18
Diámetro (<i>m</i>)	0,7275
Volumen (<i>m</i> ³)	1,66
Espesor (<i>cm</i>)	3,75
Tiempo de vaciado (<i>min</i>)	15

Tabla 1.5. Especificaciones particulares del tanque de almacenamiento del líquido refinado

Tanque de almacenamiento del líquido refinado	
Altura (<i>m</i>)	2,03
Diámetro (<i>m</i>)	0,4775
Volumen (<i>m</i> ³)	0,34
Espesor (<i>cm</i>)	3,75
Tiempo de vaciado (<i>min</i>)	15

DOCUMENTO 5

PRESUPUESTO

1. Alcance

En este apartado se presenta el presupuesto correspondiente a los costes de la instalación diseñada en el presente TFG, incluyendo construcción e instalación.

2. Método de cálculo

El coste de los equipos se determinará a partir de datos reales y correlaciones experimentales aportadas por la bibliografía.

Se va a utilizar para ello la metodología de *Chilton*, la cual consiste en partir del valor del equipo instalado y se ponderará el resto de costes asociados mediante el uso de unos factores adecuados a cada equipo.

Dentro de los costes asociados de los equipos se encuentran los siguientes:

- Accesorios de procesamiento. En este apartado entran todos los costes referidos tuberías, soportes, recubrimientos, válvulas, conexiones, instrumentación, sala de control, etc.
- Servicios. Dentro de este apartado entra todo lo referente a tratamiento de agua, almacenamiento, alcantarillado, tratamiento de desechos, etc.
- Costes de Ingeniería. También deben tenerse en cuenta los costes de Ingeniería.
- Gastos de construcción. Por último, se deben tener en cuenta los gastos referentes la construcción.

Dentro de los costes asociados de los equipos se encuentran también los siguientes, pero al ser un proyecto de índole de mejora de una planta ya existente, no entran dentro de la consideración de este trabajo:

- Desarrollo del sitio: Accesos, Nivelación, cercas, zonas de parking y estacionamiento, paisajismo, etc.
- Edificios para el proceso: Naves de fabricación, oficinas, taller, laboratorios, vestuarios, etc.

Teniendo en cuenta estas consideraciones, las partidas en las que se van a dividir los costes asociados que se incluyen en el presupuesto son:

- Tuberías
- Obra civil (añadiendo Mano de obra)
- Instrumentación
- Electricidad
- Calorifugado de los equipos
- Pintura
- Montaje mecánico

3. Equipos principales

Los equipos principales del proceso, en el que se basa el cálculo del importe, son los siguientes:

- Columna de extracción
- Platos perforados que conforman la torre
- Tanque de mezcla de alimentación
- Tanques de almacenamiento del disolvente de extracción y productos

4. Coste de los equipos principales

4.1. Coste de la columna de extracción

El estudio del coste global de la columna de extracción se divide en dos partidas diferentes, el coste de la columna, y por otro lado el coste los platos perforados que la conforman.

4.1.1. Coste de la torre sin platos

La partida económica de la envolvente de la columna se realiza a partir de la suma del precio del cuerpo principal del equipo a presión y el precio de las barras espaciadoras que sustentan los platos

Esta columna es un recipiente de 5,33 metros de altura, con un diámetro interno de 0,4778 m y un diámetro externo de 0,485 m.

a) Peso del cuerpo

A partir de la siguiente gráfica (*Figura 1.1*) y conociendo las dimensiones del cuerpo principal de la columna, podemos estimar el coste del equipo teniendo en cuenta su diámetro. Su diámetro se puede aproximar a 0,5 m.

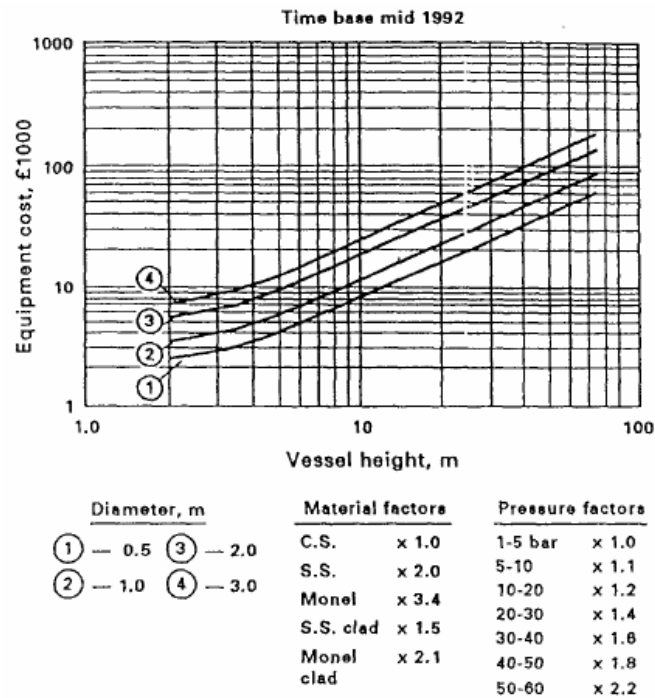


Figura 1.1. Coste de recipientes de equipo a presión (1992)

Para una columna de 5,33 m y diámetro 0,5 m, se obtiene un coste de 4000 £

Para calcular el valor real de la columna, se deben aplicar los factores de material y presión, y hacer uso de la siguiente ecuación:

$$\text{Coste envolvente} = \text{Coste (diagrama)} \cdot F_m \cdot F_p \quad (1.1)$$

Donde,

- F_m , es el factor correspondiente al material.

- F_p , es el factor correspondiente a la presión.

Si sustituimos los valores en la *Ecuación 1.1*, obtenemos el coste de la envolvente

$$\text{Coste envolvente} = \text{Coste (diagrama)} \cdot F_m \cdot F_p = 4000 \cdot 2 \cdot 1 = 8000 \text{ £}$$

Aplicando el cambio monetario de libras a euros, se obtiene un coste de:

$$8000 \text{ £} \cdot \frac{1,20 \text{ €}}{1 \text{ £}} = 9600 \text{ €}$$

Como la gráfica no corresponde al año 2015 es necesario actualizar los valores obtenidos a partir de la variación de los datos del I.P.C. desde el año correspondiente (el año de publicación de la tabla es 1992) hasta 2015. El factor de corrección se obtiene del Instituto Nacional de Estadística (INE), y en este caso, su valor es de 1,84.

$$\text{Coste envolvente (€)} = 9600 \cdot 1,84 = 17664 \text{ €}$$

b) Coste de las barras espaciadoras

El coste de las barras espaciadoras, será el peso de las cuatro barras hexagonales que atraviesan los platos desde el punto más alto de la columna hasta su punto más bajo. La altura para cada barra será de 5,33 m y tendrá 20 mm de lado.

Para estas dimensiones podemos obtener el peso de cada barra a partir de los datos aportados por la *Figura 1.2*

$$M_{barras} = 4 \cdot \left(2,80 \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot 5,33 \text{ m} \right) = 59,70 \text{ kg}$$

BARRA EXAGONAL			
Peso teórico en Kg/m			
Calidad: AISI 303 - 304 - 304L			
316 - 316L - 316S - 430F			
Tratamiento térmico: Recocido			
Acabado: Calibrada y laminada.			
Tolerancia: h9 (bajo demanda),			
h11 y DIN 1013			
Longitud: de 4 a 6 m.			
		Dimensión	Peso
		mm	Kg/m
		5	0,16
		7	0,33
		8	0,43
		9	0,55
		10	0,67
		11	0,82
		12	0,97
		13	1,14
		14	1,33
		15	1,52
		16	1,74
		17	1,96
		18	2,20
		19	2,45
		20	2,80
		21	2,99
		22	3,29
		Dimensión	Peso
		mm	Kg/m
		23	3,59
		24	3,91
		27	4,95
		30	6,11
		32	6,96
		36	8,80
		41	11,43
		46	14,38
		50	16,99
		55	20,56
		60	24,47
		65	28,72
		70	33,30
		80	43,50
		90	55,06
		100	67,97

Figura 1.2. Peso para barras hexagonales según sus dimensiones

Una vez obtenido el peso de las barras espaciadoras, y sabiendo que el coste actual del acero inoxidable 304 es de aproximadamente 3,30 € por kilogramo, podemos calcular su coste total.

$$\text{Coste de las barras espaciadoras (€)} = 59,70 \text{ kg} \cdot \frac{3,30 \text{ €}}{1 \text{ kg}} = 197,01 \text{ €}$$

Luego, el coste total de la torre sin platos es:

$$\begin{aligned} \text{Coste de la torre sin platos (€)} &= \text{Coste envolvente} + \text{Coste de las barras espaciadoras} = \\ &= 17664 + 197,01 = 17861,01 \text{ €} \end{aligned}$$

4.1.2. Coste de los platos

El coste de los platos se obtiene de una gráfica donde se identifica un valor base para los platos perforados dependiendo del diámetro y el material de estos y se aplica un factor de cantidad o número de platos.

Con ayuda de la siguiente gráfica se puede obtener el valor de los platos (el año de publicación de la tabla es 1992), en función del diámetro de plato (*Figura 1.3*)

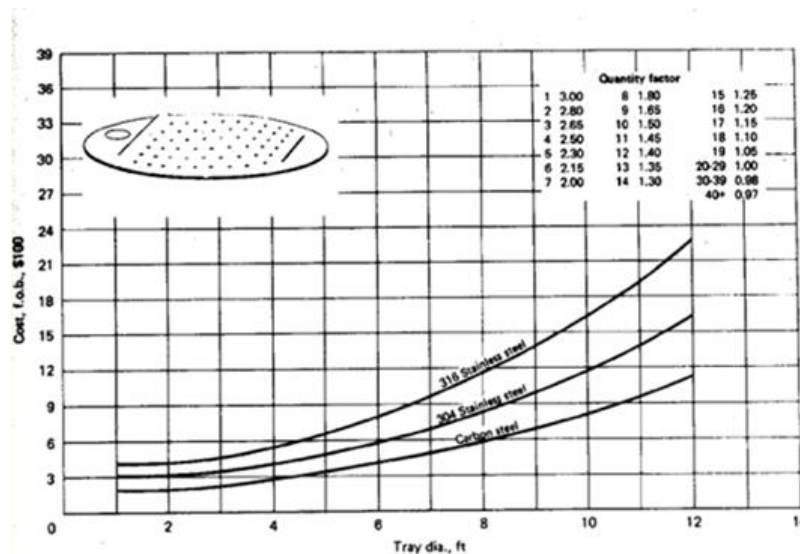


Figura 1.3. Coste para los platos perforados

En la columna diseñada, el plato es de acero inoxidable 304 y el diámetro es $D = 0,4778 \text{ m} = 2,57 \text{ ft}$, luego el coste es de 300 \$ por plato. Si aplicamos el factor de cantidad, para 16 platos el coste que obtenemos es $300 \$ \cdot 1,20 = 360 \$$, y aplicando el cambio monetario de dólares a euros, se obtiene un coste de:

$$360 \$ \cdot \frac{0,89 €}{1 \$} = 320,4 €$$

Como la figura no pertenece al año actual es necesario actualizar los valores obtenidos a partir de la variación de los datos del I.P.C desde el año correspondiente hasta 2016. El factor de corrección se obtiene del Instituto Nacional de Estadística (INE) y, en este caso, tiene un valor de 1,84.

$$Coste\ total = 320,4 € \cdot 1,84 = 589,54 €$$

Si multiplicamos este valor por el número total de platos de la columna se obtiene el siguiente precio:

$$589,54 € \cdot 16 = 9432,64 €$$

4.1.3. Coste total de la columna

Una vez calculados el coste de la envolvente de la columna y el coste de los platos, se puede obtener el coste total, como la suma de ambos:

$$Coste = Coste\ envolvente + Coste\ platos = 17861,01 + 9432,64 = 27293,65 €$$

4.2. Coste del tanque de mezcla

El diseño económico del tanque de mezcla se realiza a partir de su peso total, al igual que se hizo con la comuna de extracción, incluyendo la envolvente y los fondos. Una vez calculado el peso, se toma el dato actualizado del precio del material del cual está construido y se obtiene el coste.

El tanque de mezcla tiene una altura de 1,61 m, un diámetro interno de 1,34 m y un diámetro externo de 1,3475 m.

Peso del cuerpo:

Para determinar la masa de material que se emplea en la construcción de la envolvente se calcula el volumen del material y, a partir de la densidad del material, se obtiene el peso.

$$V_{cil} = H \cdot \pi \cdot \frac{(D_o^2 - D_i^2)}{4}$$

$$V_{klop} = 0,1 \cdot (D_o^3 - D_i^3)$$

Siendo los valores de las anteriores expresiones,

V_{cil} , es el volumen del cilindro en m^3

V_{klop} , es el volumen del fondo tipo Kloppe, en m^3

H , es la altura, en m

D_o , es el diámetro exterior, en m

D_i , es el diámetro interior, en m

$$V_{cil} = H \cdot \pi \cdot \frac{(D_o^2 - D_i^2)}{4} = 1,61 \cdot \pi \cdot \frac{(1,3475^2 - 1,34^2)}{4} = 0,025 \text{ m}^3$$

$$V_{klop} = 0,1 \cdot (1,3475^3 - 1,34^3) = 4,06 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

La suma de estos volúmenes es de:

$$V_{total} = V_{cil} + (2 \cdot V_{klop}) = 0,025 + (2 \cdot 4,06 \cdot 10^{-3}) = 0,033 \text{ m}^3$$

Usando el dato de densidad del acero inoxidable, se puede obtener el peso de la envolvente de la columna:

$$M_{env} = V_{env} \cdot \rho = 0,033 \text{ m}^3 \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 264,96 \text{ kg}$$

$$\text{Coste tanque (€)} = 264,96 \text{ kg} \cdot \frac{3,30 \text{ €}}{1 \text{ kg}} = 874,37 \text{ €}$$

4.3. Coste de los tanques de almacenamiento

El diseño económico de los tanques de almacenamiento se realiza a partir de su peso total, al igual que se hizo con el tanque de mezcla, incluyendo la envolvente y los fondos. Una vez calculado el peso, se toma el dato actualizado del precio del material del cual está construido y se obtiene el coste.

Se va a hacer el cálculo detallado para el tanque de almacenamiento del disolvente de extracción y se recogerá en tablas el diseño económico de los demás tanques.

El tanque de almacenamiento del disolvente de extracción tendrá una altura de 3,62 m, un diámetro interior de 0,70 m y un diámetro exterior de 0,7075 m.

Peso del cuerpo:

Para determinar la masa de material que se emplea en la construcción de la envolvente se calcula el volumen del material y, a partir de la densidad del material, se obtiene el peso.

$$V_{cil} = H \cdot \pi \cdot \frac{(D_o^2 - D_i^2)}{4}$$

$$V_{klop} = 0,1 \cdot (D_o^3 - D_i^3)$$

Siendo los valores de las anteriores expresiones,

V_{cil} , es el volumen del cilindro en m^3

V_{klop} , es el volumen del fondo tipo Kloppe, en m^3

H , es la altura, en m

D_o , es el diámetro exterior, en m

D_i , es el diámetro interior, en m

$$V_{cil} = H \cdot \pi \cdot \frac{(D_o^2 - D_i^2)}{4} = 3,62 \cdot \pi \cdot \frac{(0,7075^2 - 0,70^2)}{4} = 0,030 \text{ m}^3$$

$$V_{klop} = 0,1 \cdot (0,7075^3 - 0,70^3) = 1,11 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

La suma de estos volúmenes es de:

$$V_{total} = V_{cil} + (2 \cdot V_{klop}) = 0,030 + (2 \cdot 1,11 \cdot 10^{-3}) = 0,032 \text{ m}^3$$

Usando el dato de densidad del acero inoxidable, se puede obtener el peso de la envolvente de la columna:

$$M_{env} = V_{env} \cdot \rho = 0,032 \text{ m}^3 \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 257,76 \text{ kg}$$

$$\text{Coste tanque (€)} = 257,76 \text{ kg} \cdot \frac{3,30 \text{ €}}{1 \text{ kg}} = 850,61 \text{ €}$$

En las siguientes tablas (Tabla 1.1 y Tabla 1.2) se resumen los cálculos para la estimación del coste de los tanques de almacenamiento del líquido extracto y refinado. El procedimiento seguido ha sido el mismo que para los anteriores casos.

Tabla 1.1. Resultados para la estimación del coste del tanque de almacenamiento del líquido extracto

$H(m)$	3,89
$D_o(m)$	0,7275
$D_i(m)$	0,72
$V_{cil}(m^3)$	0,033
$V_{klop}(m^3)$	$1,18 \cdot 10^{-3}$
$V_{total}(m^3)$	0,0342
$M_{env}(kg)$	273,43
Coste (€)	902,32

Tabla 1.2. Resultados para la estimación del coste del tanque de almacenamiento del líquido refinado

$H(m)$	1,84
$D_o(m)$	0,4775
$D_i(m)$	0,47
$V_{cil}(m^3)$	0,010
$V_{klop}(m^3)$	$5,05 \cdot 10^{-4}$
$V_{total}(m^3)$	0,0105
$M_{env}(kg)$	84,04
Coste (€)	277,33

5. Coste asociados a los equipos principales

En este capítulo se presentan cada una de las partidas asociadas a cada uno de los equipos considerados como principales de la unidad. Para ello se han aplicado una serie de factores al precio de los equipos, obteniendo así el precio de cada una de las partidas que componen el coste asociado del equipo.

5.1 Coste asociado a la columna de extracción

A partir del coste total del equipo se calcula el coste asociado a partir de unos porcentajes.

Tabla 1.3. Costes asociados a la columna de extracción

Concepto	Factor (%)	Coste (€)
Tuberías	59,50	12313,12
Instrumentos	14,80	3062,76
Electricidad	10,30	2131,51
Obra civil	26,80	5546,08
Calorifugados	15,10	3124,84
Pinturas	6,60	1365,82
Coste asociado		27544,13
Coste total		45405,14

Con el coste de la columna y el coste asociado a esta recién calculado, se obtiene el coste total.

$$\text{Coste total} = \text{Coste inicial} + \text{Coste asociado} = 17861,01 + 27544,13 = 45405,14 \text{ €}$$

5.2 Coste asociado a el tanque de mezcla de la alimentación

A partir del coste total del equipo se calcula el coste asociado a partir de unos porcentajes.

Tabla 1.4. Costes asociados al tanque de mezcla

Concepto	Factor (%)	Coste (€)
Tuberías	39,70	347,12
Instrumentos	7,80	68,20
Electricidad	10,50	91,81
Obra civil	18,00	157,39
Calorifugados	9,50	83,07
Pinturas	2,60	22,73
Coste asociado		770,32
Coste total		1644,69

Con el coste del tanque de mezcla y el coste asociado a esta recién calculado, se obtiene el coste total.

$$\text{Coste total} = \text{Coste inicial} + \text{Coste asociado} = 874,37 + 770,32 = 1644,69 \text{ €}$$

5.3 Coste asociado a el tanque de almacenamiento del disolvente de extracción

A partir del coste total del equipo se calcula el coste asociado a partir de unos porcentajes.

Tabla 1.5. Costes asociados al tanque de almacenamiento de disolvente de extracción

Concepto	Factor (%)	Coste (€)
Tuberías	39,70	337,69
Instrumentos	7,80	66,35
Electricidad	10,50	89,31
Obra civil	18,00	153,11
Calorifugados	9,50	80,81
Pinturas	2,60	22,12
Coste asociado		749,39
Coste total		1600,00

Con el coste del tanque de almacenamiento y el coste asociado a esta recién calculado, se obtiene el coste total.

$$\text{Coste total} = \text{Coste inicial} + \text{Coste asociado} = 850,61 + 749,39 = 1600 \text{ €}$$

5.4 Coste asociado a el tanque de almacenamiento del líquido extracto

A partir del coste total del equipo se calcula el coste asociado a partir de unos porcentajes.

Tabla 1.6. Costes asociados al tanque de almacenamiento de líquido extracto

Concepto	Factor (%)	Coste (€)
Tuberías	39,70	358,22
Instrumentos	7,80	70,38
Electricidad	10,50	94,74
Obra civil	18,00	162,42
Calorifugados	9,50	85,72
Pinturas	2,60	23,46
Coste asociado		794,94
Coste total		1697,26

Con el coste del tanque de almacenamiento y el coste asociado a esta recién calculado, se obtiene el coste total.

$$\text{Coste total} = \text{Coste inicial} + \text{Coste asociado} = 902,32 + 794,94 = 1697,26 \text{ €}$$

5.5 Coste asociado a el tanque de almacenamiento del líquido refinado

A partir del coste total del equipo se calcula el coste asociado a partir de unos porcentajes.

Tabla 1.7. Costes asociados al tanque de almacenamiento de líquido refinado

Concepto	Factor (%)	Coste (€)
Tuberías	39,70	110,10
Instrumentos	7,80	21,63
Electricidad	10,50	29,12
Obra civil	18,00	49,92
Calorifugados	9,50	26,35
Pinturas	2,60	7,21
Coste asociado		244,33
Coste total		521,66

Con el coste del tanque de almacenamiento y el coste asociado a esta recién calculado, se obtiene el coste total.

$$\text{Coste total} = \text{Coste inicial} + \text{Coste asociado} = 277,33 + 244,33 = 521,66 \text{ €}$$

6. Coste de los equipos auxiliares

6.1. Bombas

En este trabajo, los únicos equipos auxiliares que se van a considerar son las bombas. En nuestra instalación hay cuatro bombas centrífugas de aspiración sencilla (una por cada línea de bombeo) y se van a estimar sus costes por separado.

Para determinar el coste de una bomba centrífuga se emplea una expresión de la forma:

$$C = C_b \cdot f_d \cdot f_m \cdot f_t \cdot f_p$$

Donde,

C_b : coste base

f_d : factor característico de tipo de bomba

f_m : factor de material de la bomba

f_t : factor corrector por temperatura

f_p : factor debido a la presión de aspiración

El coste base de la bomba se obtiene a partir de la *Figura 1.3* (el año de publicación de la Figura es el 2000), donde se da el coste (en dolares) de la bomba a partir del valor del producto de $Q \times H$. Y la ecuación que rige el coste base de la bomba para la *Figura 1.3* es:

$$C_B = \exp\{9,2951 - 0,6019[\ln(S)] + 0,0519[\ln(S)]^2\} \quad (1.2)$$

Siendo,

$$S = Q \cdot H [(gpm) \cdot (ft)^{0,5}]$$

- Para la Línea 1, $Q \times H = 8,98 \cdot (22,87)^{0,5} = 42,94 [(gpm) \cdot (ft)^{0,5}]$, y según la *Ecuación 1.2*. el coste base para la *Bomba 1* será de 2358,40 \$.
- Para la Línea 2, $Q \times H = 22,10 \cdot (16,50)^{0,5} = 89,77 [(gpm) \cdot (ft)^{0,5}]$, y según la *Ecuación 1.2*. el coste base para la *Bomba 2* será de 2075,37 \$.
- Para la Línea 3, $Q \times H = 25,10 \cdot (33,73)^{0,5} = 145,77 [(gpm) \cdot (ft)^{0,5}]$, y según la *Ecuación 1.2*. el coste base para la *Bomba 3* será de 1967,67 \$.
- Para la Línea 4, $Q \times H = 5,06 \cdot (14,40)^{0,5} = 19,20 [(gpm) \cdot (ft)^{0,5}]$, y según la *Ecuación 1.2*. el coste base para la *Bomba 4* será de 2892,00 \$.

Para otro tipo de bombas centrífugas y otros materiales de construcción, el precio de compra esta dado por la ecuación:

$$C_P = F_M \cdot C_B$$

Siendo F_M , un factor del material dado por la *Tabla 1.8*

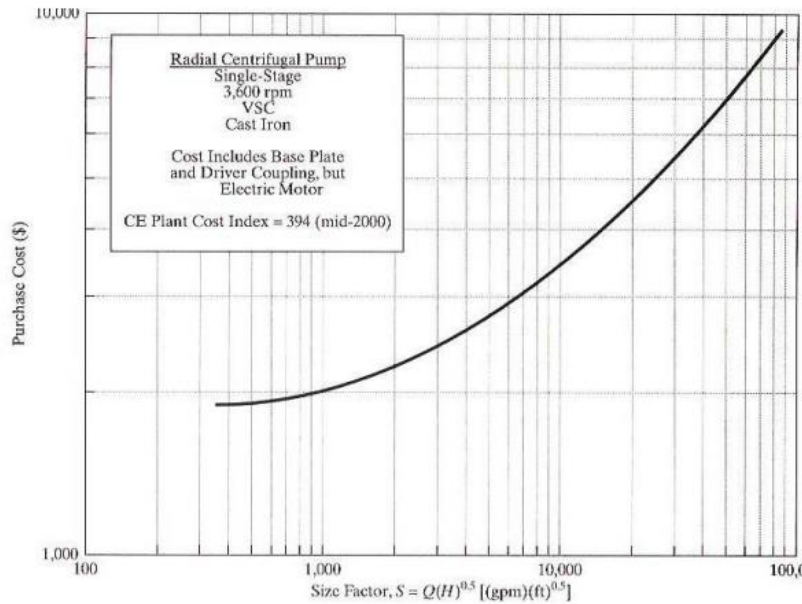


Figura 1.3. Coste de las bombas centrífugas

Tabla 1.8. Factores de bombas

Material of Construction	Material Factor [F_M in Eq. (16.15)]
Cast iron	1.00
Ductile iron	1.15
Cast steel	1.35
Bronze	1.90
Stainless steel	2.00
Hastelloy C	2.95
Monel	3.30
Nickel	3.50
Titanium	9.70

Ambas bombas son de acero inoxidable, luego:

- Para la *Bomba 1*, $C_P = F_M \cdot C_B = 2 \cdot 2358,40 \$ = 4716,80 \$$
- Para la *Bomba 2*, $C_P = F_M \cdot C_B = 2 \cdot 2075,37 \$ = 4150,74 \$$
- Para la *Bomba 3*, $C_P = F_M \cdot C_B = 2 \cdot 1967,67 \$ = 3935,34 \$$

- Para la *Bomba 4*, $C_P = F_M \cdot C_B = 2 \cdot 2892,00 \$ = 5784 \$$

Aplicando el cambio monetario de dolares a euros, se obtiene un coste de:

$$\text{Bomba 1 : } 4716,80 \$ \cdot \frac{0,89 €}{1 \$} = 4197,95 €$$

$$\text{Bomba 2 : } 4150,74 \$ \cdot \frac{0,89 €}{1 \$} = 3694,16 €$$

$$\text{Bomba 3: } 3935,34 \$ \cdot \frac{0,89 €}{1 \$} = 3502,46 €$$

$$\text{Bomba 4 : } 5784 \$ \cdot \frac{0,89 €}{1 \$} = 5147,76 €$$

Como la figura no pertenece al año actual es necesario actualizar los valores obtenidos a partir de la variación de los datos del I.P.C desde el año correspondiente hasta 2016. El factor de corrección se obtiene del Instituto Nacional de Estadística (INE) y, en este caso, tiene un valor de 1,41

$$\text{Coste total Bomba 1} = 4197,95 € \cdot 1,41 = 5919,11 €$$

$$\text{Coste total Bomba 2} = 3694,16 € \cdot 1,41 = 5212,46 €$$

$$\text{Coste total Bomba 3} = 3502,46 € \cdot 1,41 = 4938,47 €$$

$$\text{Coste total Bomba 4} = 5147,76 € \cdot 1,41 = 7258,34 €$$

Y el coste de las bombas centrífugas es de:

$$\text{Coste de bombas centrífugas (€)} = 5919,11 + 5212,46 + 4938,47 + 7258,34 = 23328,38 €$$

7. Costes asociados a los equipos auxiliares

Se va a calcular el coste de las bombas, al igual que se ha hecho con los equipos principales. Se calcula el coste total del equipo de igual forma, es decir, partiendo del coste total del equipo y tomando una serie de porcentajes para cada partida que compone el coste asociado del equipo.

Tabla 1.9. Costes asociados a las bombas

Concepto	Factor (%)	Coste (€)
Tuberías	26,90	7037,49
Instrumentos	3,80	994,14
Electricidad	54,00	14127,31
Obra civil	11,40	2982,43
Calorifugados	4,80	1255,76
Pinturas	4,10	1072,63
Montaje	47	12295,99
Coste asociado		39765,76
Coste total		63094,14

Con el coste del tanque de almacenamiento y el coste asociado a esta recién calculado, se obtiene el coste total.

$$\text{Coste total} = \text{Coste inicial} + \text{Coste asociado} = 23328,38 + 39765,76 = 63094,14 \text{ €}$$

8. Coste final

A continuación, se presenta una tabla que resume el coste total de la instalación, desglosado por equipos:

Tabla 1.10. Costes de equipo, asociados y totales

Equipo	Coste de equipo €	Coste asociado €	Coste total €
Columna de extracción	17861,01	27544,13	45405,14
Tanque de mezcla	874,37	770,32	1644,69
Tanque de almacenamiento (S)	850,61	749,39	1600,00
Tanque de almacenamiento (E)	902,32	794,94	1697,26
Tanque de almacenamiento (R)	277,33	244,33	521,66
Bombas	23328,38	39765,76	63094,14
TOTAL			113962,89

La suma de los costes de equipo y de los asociados a estos, incluyendo los costes de montaje es lo que se denomina el precio de ejecución material (*P.E.M*) y es igual a 113962,89 €

A continuación, es necesario obtener el precio de ejecución por contrata (*P.E.C*), donde se tiene en cuenta el beneficio industrial de la contrata que realiza la obra. Este beneficio es igual al 15% del precio de ejecución material (*P.E.M*):

$$P.E.C = P.E.M \cdot 1,15 = 113962,89 \cdot 1,15 = 131057,32 \text{ €}$$

Además, hay que obtener el impuesto sobre el valor añadido, que se determina aumentando un 21% el precio de ejecución por contrata:

$$Coste = P.E.C \cdot IVA = 131057,32 \cdot 1,21 = 158579,36 \text{ €}$$

El precio de ejecución por contrata de la planta es de ciento cincuenta y ocho mil quinientos setenta y nueve con treinta y seis euros.